UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Dimensionamento e instalação de válvulas de controle, de segurança e de alívio na Refinaria REPAR

Fernanda R. Steinmacher

Florianópolis, Julho de 2007

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

CENTRO TECNOLÓGICO

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

RELATÓRIO DE ESTÁGIO CURRICULAR SUPERVISIONADO

REFINARIA PRESIDENTE GETÚLIO VARGAS – REPAR

PETRÓLEO BRASILEIRO S.A. – PETROBRAS

FERNANDA R. STEINMACHER

ORIENTADORA: PROFA. DRA. CLÁUDIA SAYER

Araucária – Pr, Julho de 2007

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA E DE ENGENHARIA DE ALIMENTOS

EQA - 5615 – ESTÁGIO SUPERVISIONADO

COORDENADOR: PROF. JOSÉ MOSSMANN

RELATÓRIO DE ESTÁGIO CURRICULAR SUPERVISIONADO

REFINARIA PRESIDENTE GETÚLIO VARGAS – REPAR

PETRÓLEO BRASILEIRO S.A. – PETROBRAS

PERÍDO: 05/03/2007 A 31/07/2007

Relatório submetido à Universidade Federal de Santa Catarina como requisito para aprovação na disciplina Estágio Supervisionado (EQA-5615), referente ao estágio realizado pela aluna Fernanda R. Steinmacher na Refinaria Presidente Getúlio Vargas / REPAR – Petrobras, durante o primeiro semestre do ano de 2007, sob a supervisão do Eng. de Processamento Anderson Dagostin Pavei e orientação da Profº Cláudia Sayer.

Araucária – Pr, Julho de 2007

AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer aos meus amados pais, Álvaro e Mirta Steinmacher, por todo apoio e suporte durante toda a minha formação: por todos os conselhos, confiança depositada e eterna paciência. Aos meus queridos irmãos, Nádia e Douglas Steinmacher, pelo companheirismo e amizade.

Ao Alexander W. Ponte, por estar ao meu lado me apoiando e acreditando em meus sonhos e na minha capacidade e, por sempre estar trazendo momentos de felicidades.

Meus sinceros agradecimentos aos Profos Pedro H. H. Araújo e Cláudia Sayer com grande admiração, pelo excelente convívio e amizade.

Aos Profo Ricardo Machado, Profo Agustinho e demais professores que colaboraram com a minha formação.

Aos Engos de Processamento Anderson Dagostin Pavei, Juscelino Joucowski, Alexandre Gallas e Sérgio Manhani por suas amizades, por acreditarem no meu trabalho e importantes sugestões.

Meus agradecimentos sinceros ao Petain e Luciano (*Farol*), aos quais almejo sucesso e felicidades, pela importante colaboração em todas as etapas deste trabalho.

Além das saudáveis conversas, brincadeiras e amizade construída. A equipe da Gerência de Engenharia, especialmente Adalberto, Vivian e Alessandra, pela amizade e apoio.

À Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR/ Petrobras, especialmente ao Torsten Lundgren, pela oportunidade de realizar este trabalho.

A minha amiga Ana Paula, querida companheira, com muita admiração e carinho, pela amizade, conversas e conselhos, além do agradável convívio.

Aos meus grandes amigos, Michele, Janaina, Jarbas, Israel, Luiz, Alexandre (*Campeão*), Aline e Joana, pelos bons momentos de lazer e estudos.

Aos colegas de trabalho no Laboratório de Controle de Processos – LCP – que contribuíram com meu desenvolvimento técnico e pessoal.

Agradeço ainda o apoio financeiro da Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) e da Financiadora de Estudos e Projetos (FINEP), por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor do Petróleo e Gás PRH-34 ANP/MCT, programa de fundamental importância para minha formação diferenciada na área de petróleo, que contribuiu para o meu desenvolvimento.

Enfim, a todos que de alguma forma colaboraram para a minha formação, meus sinceros agradecimentos.

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA

“Se pude enxergar mais alto, foi porque me pus de pé nos ombros de um gigante”.

Isaac Newton

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS

ÍNDICE DE TABELAS

APRESENTAÇÃO

Este relatório apresenta as atividades realizadas durante o estágio curricular supervisionado em Engenharia Química na Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR, em Araucária – PR, no período de 05/03/2007 a 31/07/2007 pela aluna de graduação do curso de Engenharia Química na Universidade Federal de Santa Catarina, Fernanda R. Steinmacher.

O desenvolvimento do estágio foi estruturado em duas etapas distintas. Divide-se deste modo, para que haja um melhor aproveitamento das atividades desenvolvidas e através do mesmo proporcionar ao estudante universitário um conhecimento global e generalizado sobre os processos envolvidos.

A primeira fase, de ambientação a empresa, caracterizou-se pelo estudo e acompanhamento teórico e, também visitas às unidades de processo e de serviço da REPAR. Esta etapa integra o estagiário com a refinaria, com a força de trabalho e com as normas e procedimentos que devem ser seguidos.

Na segunda fase, foram realizadas atividades específicas de engenharia desenvolvidas na Gerência de Otimização, sob supervisão profissional. Nesta etapa, o estágio torna-se mais dinâmico e participativo.

Para melhor compreensão dos estudos realizados, este trabalho foi estruturado em capítulos, sendo o primeiro uma breve apresentação histórica da empresa, o segundo compreende a primeira etapa do estágio, o qual apresenta uma visão geral da refinaria e, os Capítulos III a VI abordam as atividades realizadas na segunda etapa do estágio.

CAP I APRESENTAÇÃO DA EMPRESA

1 INTRODUÇÃO

1.1 HISTÓRIA DA PETROBRAS

A história do petróleo no Brasil começou no ano de 1858, quando o Marquês de Olinda concedeu a José de Barros Pimentel o direito de extrair betume em terrenos situados nas margens do rio Marau, na Bahia. Em 1930, depois de vários poços perfurados sem sucesso em alguns estados brasileiros, o engenheiro agrônomo Manoel Inácio Bastos tomou conhecimento que os moradores de Lobato, na Bahia, usavam uma "lama preta", oleosa, para iluminar suas residências. A partir desta informação, realizou várias pesquisas e coletas de amostras da lama oleosa.

Durante essa década de 30, a questão da nacionalização dos recursos do subsolo entrou na pauta das discussões indicando uma tendência que viria a ser adotada. Em 1938, toda a atividade petrolífera passou, por lei, a ser obrigatoriamente realizada por brasileiros, quando foi o Conselho Nacional do Petróleo (CNP), para avaliar os pedidos de pesquisa e lavra de jazidas de petróleo.

As opiniões sobre a melhor política a ser adotada pelo Brasil em relação à exploração do petróleo se radicalizavam no final da década de 40: havia grupos que defendiam o regime do monopólio estatal, enquanto outros eram favoráveis à participação da iniciativa privada.

Após intensa campanha de mobilização popular, a opção pelo monopólio foi consolidada no texto da lei 2004, de 3 de outubro de 1953. A pesquisa, lavra, refino e transporte do petróleo e derivados passaram a ser atribuições estatais, desempenhadas pela Petróleo Brasileiro S.A., Petrobras, empresa criada através do mesmo decreto.

Surgia assim a Petrobras, constituída em 12 de março de 1954, quando a produção nacional não atingia 1,6% do consumo interno. Assim, a Companhia intensificou a exploração e trabalhou na formação e especialização de seu corpo técnico, conseguindo também implementar um aumento constante das reservas. Outra decisão nessa época foi a ampliação do setor de refino existente, com o objetivo de reduzir os custos de importação dos derivados de petróleo. Outro marco na história da Petrobras foi a decisão de explorar petróleo no mar. Dos poços iniciais às verdadeiras ilhas de aço

que procuram petróleo no fundo do mar, a Petrobras desenvolveu tecnologia de exploração em águas profundas e ultraprofundas. O Brasil está entre os poucos países que dominam todo o ciclo de perfuração submarina em campos situados a mais de dois mil metros de profundidade.

As operações de exploração e produção de petróleo, bem como as demais atividades ligadas ao setor de petróleo, gás natural e derivados, à exceção da distribuição atacadista e da revenda no varejo pelos postos de abastecimento, foram monopólio conduzido pela Petrobras de 1954 a 1997, quando em 6 de agosto de 1997, o presidente Fernando Henrique Cardoso sancionou a Lei n º 9.478, que abriu as atividades da indústria petrolífera no Brasil à iniciativa privada, permitindo a presença de outras empresas para competir com a Petrobras em todos os ramos da atividade petrolífera. Com isso a Petrobras perdeu a exclusividade e foi legalmente obrigada a participar dos leilões promovidos pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis - ANP, para obter áreas de exploração. Essa autarquia federal foi encarregada pela União de promover a regulação, a contratação e a fiscalização das atividades econômicas integrantes da indústria do petróleo.

Nos blocos que obteve em concessão da ANP, em praticamente todas as bacias sedimentares brasileiras, a Petrobras vem realizando intensos trabalhos exploratórios e descobrindo novos reservatórios. Vários novos campos de petróleo foram descobertos após a quebra do monopólio, tanto nas bacias terrestres já em adiantado estado exploratório como na plataforma continental.

Em 2003, coincidindo com a comemoração dos seus 50 anos, a Petrobras dobrou a sua produção diária de óleo e gás natural ultrapassando a marca de 2 milhões de barris, no Brasil e no exterior. Sendo que em 12 de maio de 2005, atingiu a marca nacional de 1,8 milhão de barris de produção de petróleo por dia, chegando perto da auto-suficiência sustentável brasileira.

Atualmente a Companhia mantém atividades operacionais ou escritórios em 23 países. A produção internacional que era de apenas 58 mil barris de óleo e gás passou, em 2006, para 230 mil barris diários. No *ranking* mundial a Petrobras se tornou a 14ª empresa, entre todas as companhias de petróleo e a 7ª entre as de capital aberto. A Figura 1.1 apresenta as unidades industriais situadas na América Latina.

Atualmente, a Petrobras é constituída por noventa e três plataformas de produção, onze refinarias, quase dezesseis mil quilômetros em dutos e mais de sete mil postos de combustíveis. Observa-se na Figura 1.1 que entre estes patrimônios se encontra a

Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR. Segue um breve histórico sobre esta refinaria.

Figura 1.1 Unidades industriais da Petrobras na América Latina.

1.2 HISTÓRIA DA REPAR

A Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR foi construída na década de 70, a 25 quilômetros de Curitiba, estado do Paraná, a qual é a principal empresa do setor químico paranaense e a maior indústria do sul do país, com 580 empregados próprios e 260 contratados e um número quatro vezes maior de empregos indiretos.

Localizada em Araucária, a refinaria constitui o maior investimento individual da Petrobras no Paraná, equivalente a 1,5 bilhão de dólares, com um índice da nacionalização de 85% ocupando uma área de 10 milhões de m^2. A capacidade atual de refino é de 31 milhões de litros diários de petróleo, equivalentes a 196 mil barris, representando 11,5% da produção nacional, transformados nos produtos – óleo diesel (40%), gasolina (22%), gás de cozinha – GLP (10%), óleos combustíveis (10%), nafta petroquímica (7%), asfaltos (2%) e outros com menor percentual como querosene de aviação, matéria-prima para fertilizantes, asfalto e gás de refinaria. Aproximadamente 75% de sua produção destina-se ao abastecimento do Paraná, Santa Catarina, sul de São Paulo e Mato Grosso do Sul. O restante é destinado a outras regiões do país ou

exportado. Na Figura 1.2 está apresentada uma foto da Refinaria Presidente Getúlio Vargas.

Figura 1.2 Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR.

A Refinaria é interligada por dois terminais marítimos e três oleodutos:

- Terminal marítimo de São Francisco do Sul;
- Terminal marítimo e oleoduto de distribuição de derivados de Paranaguá;

O petróleo chega até a refinaria através de um oleoduto de 117 Km de extensão a partir do Terminal de São Francisco do Sul (OSPAR), situado no litoral catarinense, por onde recebe petróleos nacionais e importados por via marítima, com capacidade de transporte de até 2.000 m^3 de petróleo por hora. O porto de Paranaguá, no litoral paranaense, exerce o papel de terminal regulador. Através do oleoduto (OLAPA) deslocam-se excedentes de derivados de petróleo produzidos pela REPAR para outras regiões do país e ainda exporta-se para a África, América Latina e para os Estados Unidos. Além disso, esse terminal complementa as necessidades de outros produtos na região, através da importação via cabotagem, principalmente de GLP e diesel.

Há ainda o poliduto interligando a refinaria à Santa Catarina (OPASC), com base de distribuição de combustíveis em Guaramirim, Itajaí e Florianópolis. A Figura 1.3 ilustra o sistema de terminais marítimos e oleodutos da REPAR.

Figura 1.3 Sistema de terminais marítimos e oleodutos da REPAR.

CAP II PRIMEIRA FASE DO ESTÁGIO

2 AMBIENTALIZAÇÃO COM A EMPRESA

Na primeira fase do estágio acontece uma integração do estagiário com todos os setores da refinaria. Durante esta etapa, o estagiário dedica-se ao estudo do processo de cada unidade e setores, observando-o e interando-se de suas atividades e das tecnologias utilizadas.

2.1 OBJETIVO

A primeira fase objetiva, portanto, a apresentação e ambientação do futuro profissional com o ambiente de trabalho, conhecendo suas instalações, os processos e a área industrial, além da estrutura organizacional da empresa.

2.2 ATIVIDADES REALIZADAS

A Tabela 2.1 apresenta as palestras assistidas e a Tabela 2.2 as visitas realizadas neste período.

Tabela 2.1 Palestras assistidas durante a primeira fase do estágio.

Item	Área	Objetivos	Supervisão	Período
01	Integração à Empresa	Obtenção do crachá, EPI, chave no correio eletrônico e visitas às instalações administrativas com apresentações, ao local de trabalho e obtenção de informações gerais sobre a PETROBRAS e a REPAR.	Juscelino	1 dia
02	Inspeção de Equipamentos	Conhecer o cronograma de trabalho do setor, suas atividades, os diferentes tipos de inspeção nos equipamentos, formas de controle e proteção destes e vivenciar a inspeção dos equipamentos acompanhando a rotina de inspeção	Suzana	1 dia

		no conjunto conversor da Unidade de Craqueamento Catalítico e fornos da Unidade de Destilação, com o técnico na área.		
03	Qualidade de Produtos	Conhecimento sobre as atividades de engenharia de produto: análises, melhorias, criação de novos produtos e adequação a novas especificações.	Pampuch	½ dia
04	Programação da Produção	Conhecimento sobre os oleodutos da região, critérios para a solicitação e aproveitamento de petróleos, gasóleos e de resíduos de vácuo, especificações dos produtos e o controle do estoque.	Hofmeister	½ dia
05	Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo	Conhecer a bateria de pré-aquecimento, torre pré-fracionadora, torre estabilizadora, torre atmosférica, torre a vácuo, unidade de solventes, unidade de águas ácidas e operação do SDCD.	Keiji	½ dia
06	Unidade de Hidrodessulfurização	Conhecimento dos fluxogramas das unidades, reações envolvidas, linhas de processo e produtos intermediários e finais, incluindo o tratamento DEA, a unidade de águas ácidas e a unidade de geração de hidrogênio.	Pavei	½ dia
07	Unidade de Craqueamento Catalítico	Conhecimento dos fluxogramas das unidades, linhas de processo e produtos intermediários, finais e catalisadores.	Cássia	½ dia
08	Utilidades	Conhecer os sistemas de tratamento de água, produção de vapor, sistema de ar comprimido, sistema de geração de energia elétrica.	Charles	½ dia

09	Unidade de Desasfaltação a Solvente	Conhecimento do sistema de extração, sistema de recuperação de solventes do óleo desasfaltado (ODES), sistema de recuperação de solvente do resíduo asfáltico, sistema de compressor, *air-coollers* e vasos acumuladores de solvente.	Juscelino	½ dia
10	URE	Conhecimento do fluxograma de processo, das reações envolvidas e operação.	Rudy	½ dia
11	Engenharia	Interação com a parte de desenvolvimento de projetos proposto pelo setor de engenharia, abordando diferenças entre projeto conceitual, projeto básico e detalhamento, acesso a informações, fluxogramas e isométricos.	Luciano	½ dia
12	Automação e Controle	Conhecer os sistemas de informação de processo, controladores do tipo DMC e LDMC, além da tecnologia RTO – otimização em tempo real.	Douglas	½ dia
13	Laboratório	Qualidade e segurança laboratorial, especificação de produtos, bancada de ensaios de poluição e caracterização de produtos, controle de qualidade tanto de produtos quanto de equipamentos, além do acompanhamento de um técnico de ensaios de espectrofotometria, cromatografia, octanagem da gasolina, cetano do diesel, ponto de fulgor do diesel e do asfalto diluído de petróleo (adp), titulação para determinar acidez e salinidade do petróleo, densidade do diesel, destilação do diesel, petrosolve e adp	Júlio	2 dias

		com o objetivo de determinar o ponto final e inicial de ebulição, ensaios do ponto de entupimento do diesel, quantidade de enxofre presente no diesel, determinação da viscosidade do gasóleo, porcentagem de água presente no petróleo.		
14	UTDI	Curso informativo sobre a unidade de tratamento de despejos industriais - UTDI, segregação de águas, separador de água e óleo e o sistema de *landfarming*. Além da apresentação sobre a instalação das novas caixas de partição, com visita à UTDI.	Maria Helena	½ dia
15	Conservação de Energia	Conhecimento dos tipos de energia utilizados na REPAR, sistemas termoelétricos e visão geral da área de conservação de energia.	Torsten	½ dia
16	Transferência e Estocagem	Conhecimento e visita a área de transferência externa, como por exemplo entre São Francisco e Curitiba por meio da Transpetro, e também da área de tanques de estocagem e transferência interna, ou seja, entre as diversas unidades de processamento.	Wilson	½ dia
17	Segurança, Meio Ambiente e Saúde	Palestra sobre segurança e os riscos em área industrial, bem como apresentação dos equipamentos de segurança, como os de medição de H_2S, O_2 e CO_2 utilizados em área. Visita acompanhada de um engenheiro ao Rio Barigüi, o qual recebe o efluente industrial tratado, bem como foi acompanhado os testes	Ademar	1 dia

	realizados na área para avaliar tanto o efeito deste efluente quanto o de um acidente ocorrido no ano de 2000 e também, foi apresentado todos os cuidados com o meio ambiente e seus projetos.	

Tabela 2.2 Visitas realizadas na primeira fase do estágio.

Item	Área	Objetivos	Supervisão	Período
01	Visita a Área de Transferência e Estocagem	Apresentação da área de estocagem de petróleo cru, de produtos intermediários, de produtos finais e GLP. Foi realizada a subida em uma esfera de GLP e em um tanque de petróleo cru para conhecimento dos procedimentos de transferências e atuações contra incêndio.	Sérgio Silva	2 dias
02	Visita a Barragem do Rio Verde	Conhecimento da barragem onde é realizada a captação de água, bem como o acompanhamento de retirada de amostras da água para realizar testes de turbidez, cianetos, algas, entre outros.	Charles	½ dia
03	Visita as Unidades de Craqueamento, Recuperação de Enxofre e DEA	Visita técnica ao conversor, o qual compreende o reator catalítico de leito fluidizado e o riser, onde ocorre a recuperação do catalisador. Foi realizada a subida até o topo do conversor para se ter	Luiz Antônio	1 dia

		uma visão geral da unidade.		
04	Visita a Unidade de Geração de Hidrogênio e de Hidrodessulfurização	Visita técnica a unidade de hidrogênio, o qual é consumido na U-HDS. Apresentação do reator de reforma do gás natural e de PSAs (Pressure Swing Adsorption) para purificação do hidrogênio. Apresentação do reator de hidrotratamento e torres retificadoras de oxigênio e diesel para melhorar as propriedades do diesel e querosene de aviação.	Falavinha	½ dia
05	Visita a Unidade de Destilação	Apresentação dos fornos desta unidade, bem como os permutadores da primeira e segunda bateria de aquecimento, dessalgadoras e principalmente, torre atmosférica e a vácuo.	Ademar	½ dia
06	Visita a Unidade de Utilidades	Apresentação do sistema de geração de vapor, de ar comprimido e resfriamento de águas.	Charles	½ dia

A Refinaria Presidente Getúlio Vargas, UN-REPAR, está dividida em vários setores ou unidades cada uma destinada a desenvolver distintos trabalhos. O estudo de cada um deles foi de fundamental importância para obtenção de conhecimentos sobre os processos envolvidos na refinaria. Desta forma, a realização dos trabalhos propostos na segunda fase do estágio fica mais clara e objetiva. A seguir é apresentado um organograma da empresa, Fig. 2.1, seguido de uma descrição de cada setor ligado ao processo de refino de acordo com este. Os setores administrativos não estão dentro do escopo deste trabalho.

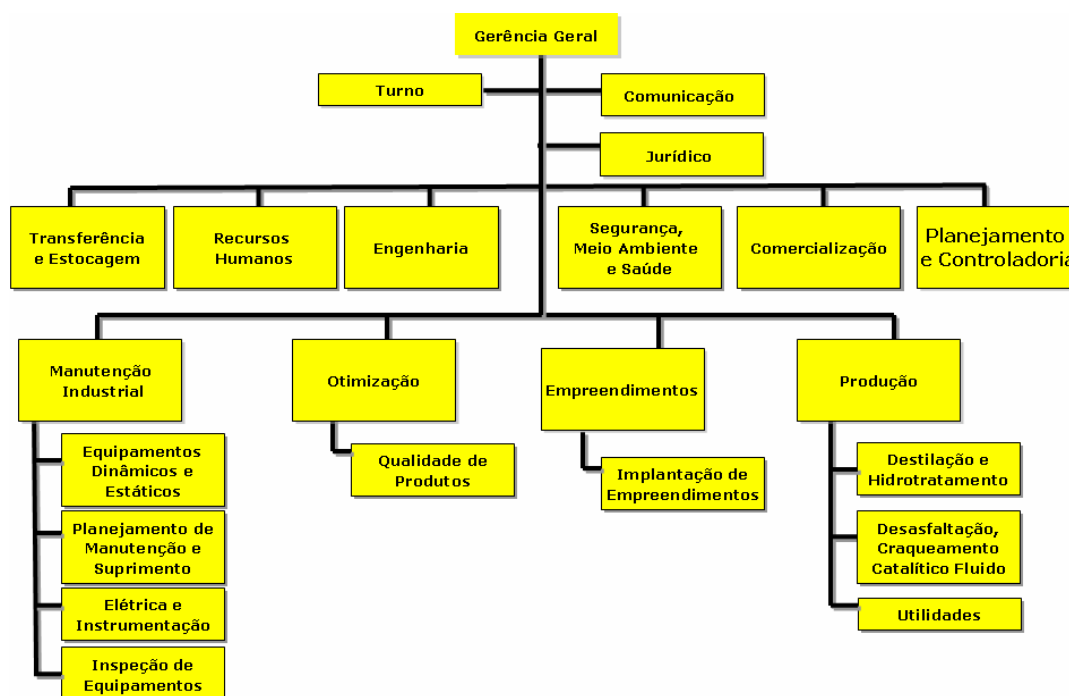



Figura 2.1 Organograma da UN-REPAR.

2.2.1 TRANSFERÊNCIA E ESTOCAGEM

O Setor de Transferência e Estocagem (TE) é responsável pela transferência, distribuição e estocagem do petróleo e dos produtos intermediários e finais. O tratamento de resíduos gerados na refinaria e a queima de gases em caso de emergência também são atividades de responsabilidade desse setor. A Figura 2.2 apresenta a Área de Tancagem da refinaria.

Figura 2.2 Visão geral da área de transferência e estocagem.

A TE exerce diversas funções desde a recepção e armazenamento do petróleo proveniente de poços terrestres ou plataformas, através de navios e oleodutos, até o armazenamento de produtos para atendimento do mercado consumidor. Além de tais funções, é de responsabilidade da TE o preparo e o fornecimento de cargas processáveis às Unidades de Processo e de combustíveis para o Setor de Utilidades da refinaria.

O controle de movimentações, tais como as corretas medições de quantidades de matéria-prima e derivados, é efetuado pelo Setor de Transferência e Estocagem, que também trata os efluentes da refinaria e atende às necessidades de transferência e armazenamento de álcool anidro e hidratado, através do PROÁLCOOL.

A forma de armazenamento dos produtos depende da natureza do mesmo. Por isto existem vários tipos de tanques na refinaria, de teto fixo, de teto flutuante, revestido, esférico, possibilitando uma boa flexibilidade operacional no armazenamento de produtos. Os tipos de tanques podem ser observados na Fig. 2.3.

Figura 2.3 Apresentação de a) Tanque de teto fixo, b) tanque de teto fixo isolado termicamente; c) tanque de teto flutuante e d) esferas de armazenamento.

2.2.1.1 TANQUES DE TETO FIXO

Os tanques com teto fixo são aqueles em que o teto é soldado às paredes dos mesmos e apoiado sobre uma estrutura de sustentação em forma de cone. Os tanques com teto fixo precisam de um respiro que possa ser aberto quando o tanque recebe ou

envia líquidos. Este dispositivo de abertura é chamado de válvula de pressão e vácuo e tem a finalidade de proteger o tanque contra pressurizações ou vácuo. As válvulas de pressão e vácuo podem se tornar um problema para os tanques com teto fixo, pois permitem que os vapores provenientes dos líquidos armazenados escapem para a atmosfera causando a perda de produto.

2.2.1.2 TANQUES DE TETO FLUTUANTE

Para produtos mais leves como naftas, gasolina, solventes, petróleos, entre outros, são utilizados tanques de teto flutuante, pois ficam diretamente apoiados na superfície do líquido, acompanhando o nível do produto durante os períodos de esvaziamento e enchimento do tanque. São utilizados com o objetivo de minimizar as perdas por evaporação devido às movimentações do produto.

2.2.1.3 TANQUES ESFÉRICOS

Os tanques esféricos são usados para armazenar produtos sob pressão. A forma da esfera distribui a pressão uniformemente sobre toda a superfície do tanque, tornando-o capaz de suportar muito mais pressão do que um tanque de formato convencional de mesmo tamanho.

2.2.1.4 ÁREA DE TOCHAS

O processamento de combustíveis a elevadas temperaturas e pressões, requer a adoção de determinados procedimentos no projeto de refinarias, visando à segurança do pessoal e dos equipamentos e do meio ambiente. Baseado neste fato, nas unidades de processamento, as torres, vasos e trocadores de calor em geral, dispõem de válvulas de segurança que descarregam, nas emergências, os gases e produtos combustíveis para um sistema coletor que os encaminhe à chaminé de segurança (tocha), onde são queimados.

Alguns tipos de emergência podem ser citados: fogo, falta de energia elétrica, falta de vapor, falta de água de refrigeração, válvula bloqueada e queda do compressor de gases da unidade de craqueamento catalítico.

Cada sistema de tochas foi projetado com a possibilidade de usar duas chaminés para fins de flexibilidade operacional e de manutenção, sendo necessário que os pilotos

permaneçam ininterruptamente acesos, garantindo a queima dos gases. A REPAR possui duas tochas, cada uma com 110 m de altura, onde a Figura 2.4 apresenta com detalhes uma delas.

Dois tipos de tocha são encontrados nas refinarias:

- **Tocha convencional:** tocha que recebe descartes de equipamentos de alta e baixa pressão das Unidades de processo e do Setor de Transferência e Estocagem;
- **Tocha química:** tocha que recebe o desvio de gases ácidos da Unidade de Águas Ácidas (UTAA), gases desviados da Unidade de recuperação de Enxofre (URE) e todos os outros tipos de gases corrosivos.

Figura 2.4 Tocha e detalhe da ponteira.

2.2.2 SAÚDE, MEIO AMBIENTE E SEGURANÇA.

A missão da SMS é "Promover ações conjuntas para preservar a saúde e a integridade das pessoas, do meio ambiente e das instalações, eliminando ou minimizando os riscos inerentes às atividades desenvolvidas na REPAR e atendendo às exigências e expectativas das partes interessadas". Desta forma, os valores cultivados pelo SMS são:

- Valorização dos principais públicos de interesse: acionistas, clientes, empregados, sociedade, governo, fornecedores e comunidades em que a REPAR atua;
- Competência em SMS;
- Excelência e liderança em questões de saúde, segurança e preservação do meio ambiente;

- Foco na obtenção de resultados de excelência;
- Espírito empreendedor e de superar desafios ;
- Responsabilidade social;
- Competência interpessoal;
- Atuação conforme os princípios da Gestão Sem Lacunas.

O Setor é subdividido em Segurança, Saúde e Meio Ambiente de forma a melhorar o alcance aos valores cultivados. Estes subsetores estão integrados de acordo com o Sistema de Gestão Integrado.

Recentemente foi implantado um novo sistema de gestão, o Gestão Sem Lacunas, o qual não visa substituir os sistemas e políticas já existentes na Petrobrás, mas sim localizar e “fechar” as brechas (lacunas) que cada sistema e política possui.

2.2.3 MANUTENÇÃO INDUSTRIAL

2.2.3.1 INSPEÇÃO DE EQUIPAMENTOS

O Setor de Inspeção de Equipamentos (IE) é responsável por inspecionar os equipamentos, avaliando e monitorando os processos corrosivos que ocorrem nas unidades da refinaria. Este Setor possui o SPIE (Serviço Próprio de Inspeção de Equipamentos) certificado por Organismo de Certificação Credenciado (OCP) pelo INMETRO, conforme NR-13.

As atividades do Setor podem se resumidas da seguinte maneira:

- Inspeção de equipamentos: responsável pela verificação das condições físicas dos equipamentos, observando a ocorrência de deterioração, estudando-as e emitindo recomendações que definem providências para possibilitar a operação dos equipamentos com segurança;
- Monitoração da corrosão: determinação e controle da deterioração dos equipamentos durante a operação das unidades;
- Avaliação de vida residual: verificação do tempo de operação restante para os equipamentos, em função do histórico operacional e da deterioração dos mesmos.

Para realização destas atividades o setor é dividido em três áreas:

- Área de processo: responsável pelo acompanhamento das condições operacionais, pela programação das inspeções, pela inspeção em campanha e/ou parada,

pela avaliação da integridade e vida residual dos equipamentos, emissão de recomendações de reparos e seu acompanhamento;

- Área de testes e pesquisas: responsável pela monitoração do processo corrosivo, desenvolvimento e utilização de novas técnicas de inspeção e controle corrosivo, além da realização de ensaios, atribuídos ao setor, para reconhecimento de materiais;
- Área da Qualidade e NR-13: responsável pela coordenação de atividades relacionadas com a qualidade do setor, tais como elaboração e implantação de procedimentos administrativos e técnicos e treinamento de empregados.

2.2.4 OTIMIZAÇÃO

2.2.4.1 QUALIDADE DE PRODUTO

O engenheiro responsável pela área de Qualidade de Produtos, acompanha as novas especificações exigidas, a introdução de novos produtos no mercado e a qualidade dos mesmos.

Por exemplo, uma nova especificação para o CAP (asfalto) está vigorando no país, assim como para o Diesel, que a partir de 2006 passou a conter menos enxofre (Diesel interior de 3500 ppm para 2000ppm de enxofre; Diesel metropolitano de 2000ppm para 500 ppm de enxofre). O setor de qualidade de produto estuda a viabilidade e melhores alternativas para atender tais especificações.

O setor também analisa o mercado, as necessidades e maiores consumos, introduzindo produtos mais rentáveis.

2.2.4.2 PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO

É de responsabilidade da Programação de Produção o cronograma de abastecimento de petróleo na refinaria, bem como a chegada e amarração dos navios e envios pelos oleodutos. Também controlam os tanques para o destino e o volume recebido.

Existe uma programação mensal para o recebimento de petróleo na REPAR. No entanto podem surgir imprevistos devido ao mau tempo, impedindo o descarregamento dos navios. Inúmeros são os problemas encontrados para a amarração dos navios; não

podem atracar durante a noite e não podem amarrar com ventos de velocidades superiores a 50 km/h e com ondas maiores que 1,5 m.

A refinaria recebe diversos tipos de petróleo, destacando: Marlim (petróleo nacional), Coral, Roncador, Saharan Blend, Brass River e Pennington.

É executada também a programação das campanhas em cada dia, como por exemplo, a procedência da carga do petróleo a ser destilado, para obtenção de determinado rendimento.

2.2.4.3 LABORATÓRIO DE QUALIDADE

O laboratório de Qualidade de Produtos (QP) planeja e elabora testes nos insumos do processo produtivo, subsidiando, desta forma, estudos e decisões técnicas e operacionais. Realiza, também, análises de qualidade dos produtos para assegurar o atendimento às exigências de especificação.

Compete ao laboratório a avaliação do petróleo a ser destilado, a indicação da possibilidade de obtenção dos derivados e avaliação da qualidade dos produtos obtidos. As análises realizadas pelo laboratório dividem-se em:

- Análises Físico-Químicas;
- Cromatografia;
- Espectrofotometria;
- Análises Químicas das águas da Refinaria;
- Metrologia.

Durante a visita ao laboratório de QP, teve-se a oportunidade de acompanhar diversos ensaios e métodos. Dentre os ensaios, ressaltam-se a cromatografia de gasolina e gás natural; espectrofotometria de emissão por plasma de querosenes com o objetivo e quantificar elementos químicos como Fe, Al, Cu, Na e Si; octanometria que tem como finalidade determinar a octnagem de naftas craqueadas e gasolinas e, determinação do número de cetanos, o qual é realizado com o diesel.

Diversos outros ensaios são realizados no Laboratório de Qualidade de Produtos: destilação, densidade, viscosidade, teor de enxofre total, teor de enxofre mercaptídico, teor de cloretos, teor de água e sedimentos, teor alcoólico, resíduo de carbono, ponto de entupimento, ponto de congelamento e de névoa, ponto de fluidez, ponto de fulgor,

goma, período de indução, corrosão, entre outros. A seguir é feita uma breve descrição de alguns ensaios realizados.

2.2.4.3.1 OCTANAGEM

O ensaio de octanagem de combustível é realizado em motores padrões de teste que simulam um automóvel em área urbana e em estradas, simulando o desempenho do combustível. Tal ensaio mede a porcentagem volumétrica do padrão isoctano (2,2,4 – trimetil-pentano) em uma mistura com o padrão n-heptano, que detona com a mesma intensidade que a amostra.

Primeiramente varia-se a taxa de compressão do pistão do motor quando se queima a amostra, até que se obtenha uma intensidade padrão de detonação, medida eletronicamente por um detector (Knockmeter). A seguir queimam-se misturas dos combustíveis padrões até que se obtenha, para a mesma taxa de compressão, a mesma intensidade de detonação.

A tendência a detonação depende da temperatura, pressão e da composição da mistura ar-combustível. A detonação – combustão anormal, que freqüentemente produz som audível e é causada pela auto-ignição da mistura ar/combustível – é indesejada, pois leva o motor a uma significante perda de potência, podendo causar, dependendo da intensidade, sérios danos mecânicos à máquina.

Dois tipos de octanagem são determinados: a octanagem MON (que simula o desempenho do combustível em motor a baixa rotação – 600 rpm) e a octanagem RON (que simula o desempenho a alta rotação – 900 rpm). Juntas, as octanagens MON e RON definem o poder antidetonante do combustível. Quanto maior o valor de octanagem do combustível, melhor será o desempenho do motor sob condições pré-estabelecidas.

As gasolinas comercializadas no Brasil, classificadas com base na octanagem e na utilização de aditivos, são: Gasolina Comum, Gasolina Comum Aditivada e Gasolina Premium, esta última com octanagem superior às anteriores, que diferem apenas pela presença de aditivo detergente/dispersante. Para efeitos legais, a gasolina Petrobrás Podium é classificada como uma gasolina Premium. A gasolina comum, vendida no Brasil, apresenta índice de octanagem entre 80 e 82.

O laboratório analisa o índice de octanagem de naftas craqueadas, gasolinas prontas para comercialização e ainda a gasolina Podium de Fórmula-1, produzida em

outra refinaria. Também é feita a monitoração de gasolinas que já se encontram em postos de combustíveis da rede em diversas cidades, inclusive no interior do estado, monitorando a qualidade dos produtos que saem da refinaria e evitando adulterações dos mesmos.

2.2.4.3.2 DESTILAÇÃO

Seguindo os métodos ASTM 9619 e D 86, o ensaio é realizado utilizando-se destiladores automáticos. A análise é realizada em petróleo, gasolina automotiva, querosene de aviação (QAV), óleo diesel e naftas, entre outros líquidos, visando controlar a relação entre o teor de frações leves e pesadas no produto, com objetivo de possibilitar um bom desempenho do motor quando o mesmo já se encontra em regime normal de funcionamento e nas retomadas de velocidade. O teste é feito destilando-se 100 ml da amostra e verificando a temperatura correspondente à destilação de 50% e 85% do produto.

2.2.4.3.3 TEOR DE ENXOFRE TOTAL E TEOR DE ENXOFRE MERCAPTÍDICO

Ensaio que visa determinar o teor de enxofre presente na amostra. O enxofre é um elemento indesejável em qualquer combustível devido à ação corrosiva de seus compostos e à formação de gases tóxicos com SO_2 (dióxido de enxofre) e SO_3 (trióxido de enxofre), que ocorre durante a combustão do produto. Na presença de água, o trióxido de enxofre leva à formação de ácido súlfurico (H_2SO_4), que é altamente corrosivo para as partes metálicas dos equipamentos, além de ser poluente. Pelo método, os átomos de enxofre absorvem energia de um comprimento de ondas específico numa quantidade proporcional à concentração de enxofre presente no diesel.

Para a determinação do teor de enxofre mercaptídico, enxofre oriundo de mercaptanas, compostos sulfurados que apresentam o radical RSH, onde R pode ser o de cadeia aberta ou fechada. Dentre os diversos tipos de compostos sulfurados, são as mercaptanas, os mais agressivos, pois, além de atacarem elementos de cádmio, cobre e prata, provocam também a dissolução de elastômeros, material usado como elemento de vedação. Por isso o teste de enxofre é feito como uma proteção adicional contra corrosão e vazamentos. O ensaio é feito em amostras de querosene, nafta, etc.

2.2.4.3.4 PONTO DE FULGOR

A especificação do ponto de fulgor está ligada à segurança no manuseio e transporte do produto. Uma vez que o ponto de fulgor varia em função do teor de leves existentes na amostra. Este parâmetro é que limita o início da faixa de destilação do diesel, querosene e asfalto, entre outros.

O ponto de fulgor corresponde à temperatura em que ocorre a combustão da amostra sujeita a uma fonte de ignição (faísca).

2.2.4.3.5 GOMA

A goma é o resíduo da evaporação de combustíveis de aviação ou das gasolinas automotivas insolúveis em octano normal. Dessa forma, o objetivo deste ensaio é controlar a quantidade de goma formada pela vaporização da gasolina em contato com o ar, prevendo a formação de depósitos. Durante o ensaio a amostra é evaporada em determinadas condições de temperatura, sob jato de ar. Para a gasolina automotiva o resíduo resultante é pesado e extraído com octano normal, secado, pesado e expresso em mg/100mL.

2.2.4.3.6 PERÍODO DE INDUÇÃO

É determinado pelo tempo decorrido entre a colocação da bomba de ensaio em um banho de 100º C e a ocorrência do ponto de quebra, quando começa a formar goma (polimerização).

Este ensaio tem por objetivo controlar a quantidade de goma formada durante a estocagem do produto. Verifica-se empiricamente que cada mês de estocagem do produto equivale a uma hora de teste.

A amostra é oxidada em uma bomba de ensaio inicialmente cheia de O_2, a pressão e temperatura especificadas, e posteriormente aquecida. A pressão é lida a intervalos fixos de tempo, até atingir o ponto de quebra. O tempo necessário para a amostra atingir este ponto é o período de indução.

2.2.4.3.7 CROMATOGRAFIA

Na UN-REPAR é utilizada para as análises apenas a técnica de cromatografia gasosa. A técnica é utilizada para determinar os componentes que formam a amostra e a quantificação desses na mesma.A análise pode ser feita tanto para amostras líquidas de gasolina, MTBE e naftas, como para gases, no caso GLP, gás combustível, gás de regenerador e gás de sulfeto gasoso.

O princípio básico de funcionamento dos equipamentos consiste na injeção da amostra, que já sendo gasosa ocorre direto por válvulas ou sendo líquida é feito por seringa e vaporizada no próprio bico injetor que está a 250ºC. A corrente gasosa de amostra é unida a uma corrente de gás de arraste que é normalmente Hélio, Hidrogênio ou Nitrogênio, dependendo do que está sendo analisado. Essa passa então por um caminho de separação que pode ser coluna capilar ou coluna empacotada. As colunas possuem um recheio que é seletivo a certos componentes, fazendo-se necessário no caso de certas amostras de composição que possui componentes de difícil detecção o uso de mais de uma coluna com recheios diferentes. A corrente que sai da coluna passa pelo detector, que é a parte do cromatógrafo sensível à diluição dos componentes, sendo este sensor quem indica a presença do componente e sua quantidade ou concentração. Os detectores podem ser de dois tipos ionização de chama ou condutividade térmica. Os dados da leitura do detector são passados para um computador, o qual possui um software que gera a resposta em forma de picos em um cromatograma, e as concentrações de cada componente em % por volume.

Uma variação interessante de equipamento de cromatografia utilizado na UN-REPAR é um simulador de destilação tanto a pressão atmosférica quanto a vácuo, que se diferencia dos demais na resposta da análise dos dados. No simulador os dados são comparados com cromatogramas padrões que já são do próprio equipamento. Pelo fato de ser específico para isso, são feitas as conversões necessárias e a resposta é dada em percentagem (%) de recuperado por ponto de ebulição.

2.2.4.3.8 ESPECTROFOTOMETRIA DE PLASMA E ABSORÇÃO ATÔMICA

A espectrofotometria de plasma é utilizada para determinação da quantidade de metais pesados nas amostras de querosene e de águas. Primeiramente é necessário fazer um tratamento prévio da amostra antes da leitura direta no equipamento de plasma.

O preparo consiste em uma extração em meio ácido com H_2SO_4 ou HNO_3 dos metais, seguido da preparação de uma solução aquosa que será lida no equipamento. Antes de injetar-se a amostra no equipamento são passados padrões com concentrações conhecidas dos metais que se deseja determinar. O método desejado de análise é selecionado através de um software instalado no equipamento.

A leitura desses padrões antes da leitura da amostra requer o cuidado de o vanádio e o silício serem passados separadamente por terem comprimentos de onda muito próximos interferindo na leitura.

No momento que a amostra é injetada no aparelho é também atomizada, passando então por uma chama física que chega a temperatura de aproximadamente 10.000º C, tal chama é conseguida por indução elétrica do Argônio através de uma bobina. A passagem pela chama deixa os componentes extremamente excitados e assim eles emitem ondas, as quais são lidas em um sistema de radiofreqüência que lerá o comprimento das ondas emitidas pelos elementos, sendo esses comprimentos convertidos para valores de concentração em ppm.

No caso da determinação do Mercúrio em águas da refinaria, ele não pode ser lido no plasma devido ao seu baixo ponto de ebulição, sendo feita então a determinação de presença ou não de Mercúrio e sua concentração na amostra por absorção atômica.

A absorção atômica é feita a frio. Antes da espectrofotometria de plasma, a absorção atômica era utilizada para todas as determinações, mas as leituras apresentavam muita interferência entre os comprimentos de onda dos elementos devido à ausência do extremo aquecimento e agitação conseqüente dos componentes (no caso plasma considerado quarto estado da matéria).

2.2.4.3.9 METROLOGIA

Esta área do laboratório é responsável pelo preparo das soluções a serem utilizadas como reagentes nas análises feitas nos demais setores do laboratório, calibração e manutenção dos equipamentos onde são feitas as análises, solicitação e reposição das vidrarias necessárias.

As soluções são preparadas a partir de sais que são simplesmente diluídos ou soluções de concentrações altíssimas que podem ser simplesmente diluídas ou passarem por reações pelo fato do produto de reação ser a solução desejada. No caso do preparo de todas as soluções aquosas é usada água desmineralizada obtida através de passagem

de água em uma resina de trocadora de íons e depois por um equipamento purificador. No caso do preparo de soluções também é feita a calibração das mesmas através do cálculo do fator de correção por titulação.

Tanto nas soluções como nos equipamentos são colocadas etiquetas contendo o número do equipamento ou solução, a validade da calibração dos mesmos e o nome do técnico responsável.

A calibração é levada tão a sério por ser um conjunto de operações que estabelece, sob condições especificadas, a relação entre os valores indicados por um instrumento de medição, sistema de medição ou valores representados por uma medida materializada de um material de referência e os valores correspondentes das grandezas estabelecidas por padrões.

Tendo em vista como observações importantes:

- O resultado de uma calibração permite tanto o estabelecimento dos valores do mensurado (amostra) para as indicações, como a determinação das correções a serem aplicadas;
- Uma calibração pode também determinar outras propriedades metrológicas com o efeito das grandezas de influência;
- O resultado de uma calibração pode ser registrado em um documento (certificado ou relatório de calibração).

2.2.5 PRODUÇÃO

Os processos em uma refinaria podem ser classificados em quatro grandes grupos, onde a Fig. 2.5 apresenta uma ilustração da interligação entre todos os processos.

- Processos de Separação:
- Processos de Conversão;
- Processos de Tratamento;
- Processos Auxiliares.

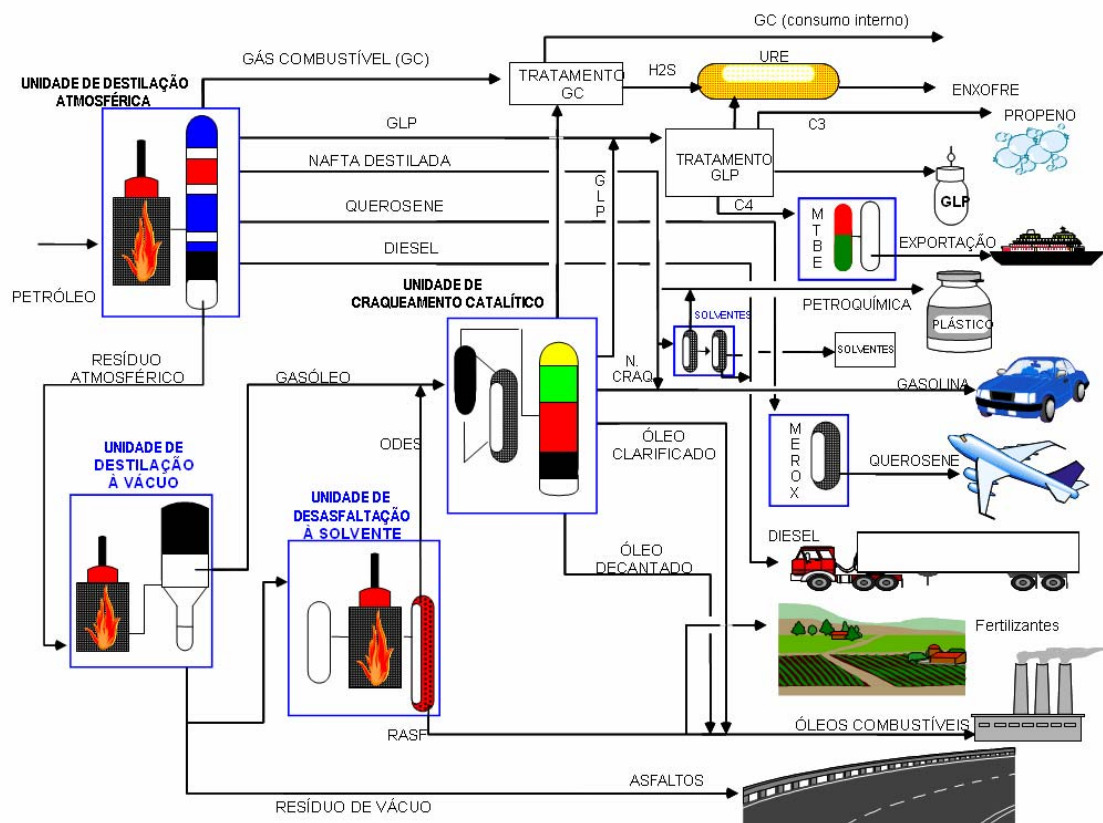



Figura 2.5 Ilustração do setor de produção da UN-REPAR.

2.2.5.1 PROCESSOS DE SEPARAÇÃO

2.2.5.1.1 UNIDADE DE DESTILAÇÃO

A Unidade de Destilação Atmosférica e a Vácuo (U-2100) da REPAR é formada por um sistema de Bateria de Pré-aquecimento da carga, Dessalgadoras, Torre Pré-vaporizadora, Forno Refervedor, Torre Estabilizadora de Nafta, Fornos Atmosféricos, Torre de Destilação Atmosférica, Torre Retificadora de Querosene, Torre Retificadora de Diesel Leve, Torre Retificadora de Diesel Pesado, Fornos de Vácuo e Torre de Destilação à Vácuo. A Fig. 2.6 apresenta o fluxograma simplificado da Unidade de Destilação.

A U-2100 processa diariamente 32000m^3 de petróleo de forma bastante flexível devido às adequações operacionais por qual passa o processo. Ao separar as diferentes frações do petróleo, a unidade obtém os seguintes produtos diretos: GLP, Nafta Leve, Nafta Pesada, Querosene, Diesel Leve, Diesel Pesado e ainda Petrosolve, Gasóleo Leve (GOL), Gasóleo Pesado (GOP), Resíduo de Vácuo (RV) e Óleo Combustível.

Figura 2.6 Diagrama simplificado da U-2100.

O processamento do petróleo inicia-se com o sistema de pré-aquecimento, o qual foi projetado com dois fluxos em paralelo, com a finalidade de melhorar a recuperação de calor, aumentar a flexibilidade operacional e facilitar a manutenção de seus permutadores. Permite ainda a utilização de todos os permutadores, tanto com a Torre de Destilação à Vácuo em operação quanto em parada, neste último caso a recuperação de calor para o pré-aquecimento do petróleo não é afetada, pois os permutadores que trocam calor com Gasóleo Pesado e Resíduo de Vácuo na operação normal são substituídos por Resíduo Atmosférico.

O petróleo pré-aquecido segue para o sistema de dessalgação, o qual possui dois estágios em série. O primeiro estágio é constituído por três dessalgadoras que trabalham em paralelo com uma capacidade para redução do teor de sal. Para o processamento de petróleos nacionais, ou seja, petróleos que apresentam alto teor de sal, de água e de sedimentos, existe um segundo estágio constituído por duas dessalgadoras que operam em paralelo, projetadas para reduzir mais ainda estas impurezas.

Com a finalidade de processar um nível maior de carga, a unidade utiliza de uma Torre Pré-flash. Nesta são retiradas as frações mais leves do petróleo, o que implica em uma diminuição da carga térmica dos fornos de carga da Torre de Destilação

Atmosférica. A Torre de Pré-vaporizadora garante uma maior estabilidade na carga dos fornos e da Torre de Destilação Atmosférica, devido ao seu grande volume de fundo que propicia um elevado tempo de residência da carga na mesma, podendo assim absorver algumas flutuações na carga de cru ou mesmo variações nas dessalgadoras e pré-aquecimento.

Dessa forma, a Torre Estabilizadora recebe o produto de topo da Torre Pré-Flash. Contudo, a unidade possui flexibilidade para operar como Torre Estabilizadora de nafta ou como Debutanizadora. Operando como Estabilizadora, a torre separa o GLP da nafta leve e operando como Debutanizadora, separa os butanos e mais leves dos pentanos e mais pesados com uma eficiência de até 98%.

A Torre de Destilação Atmosférica recebe como carga o produto de fundo da Torre Pré-Flash, que é vaporizada nos fornos, chegando à torre com uma temperatura em torno de 370ºC. Esta carga é fracionada, tendo como produto de topo a nafta pesada, cortes laterais: querosene, diesel leve e diesel pesado e produto de fundo o RAT (resíduo atmosférico).

A torre é formada por duas seções: a primeira seção de absorção ou fracionamento, situada acima da zona de vaporização, sendo constituída por 10 pratos valvulados e recheios randômicos para a troca de calor, e recheios ordenados para o fracionamento. A segunda seção, de esgotamento ou retificação, situada abaixo da zona de vaporização é constituída por recheios randômicos onde ocorre a retificação dos produtos de fundo, através da injeção de vapor de retificação.

O vapor da retificação é injetado abaixo da entrada da carga com o objetivo de diminuir a pressão parcial dos hidrocarbonetos e assim vaporizá-los mais facilmente. Os produtos são retirados através de cortes pelos diferentes pontos de ebulição e orvalho. O fracionamento e o balanço de calor da torre de destilação atmosférica são controlados normalmente através de três refluxos circulantes: superior, inferior e de fundo.

A Torre Retificadora é constituída de três seções de retificação independentes, sobrepostas umas sobre as outras. Cada uma destas seções é alimentada por uma fração de corte lateral da Torre de Destilação Atmosférica, sendo na parte inferior de cada seção injetado vapor de retificação, para promover a vaporização de hidrocarbonetos leves. Os hidrocarbonetos leves são realimentados na Torre de Destilação Atmosférica, em um nível acima da bandeja de acúmulo de condensado alimentado. Na seção superior da torre ocorre a retificação de Querosene, na seção mediana a retificação do Diesel Leve, e na seção inferior a retificação do Diesel Pesado. Os produtos são

enviados, então, para trocarem calor nos permutadores do pré-aquecimento do cru e depois cada um vai para um tanque de armazenamento específico.

Os fornos, exceto o Forno Refervedor da Torre Pré-vaporizadora, possuem na zona de convecção, serpentinas para a geração e superaquecimento de vapor, visando aumentar a eficiência térmica. Os fornos de carga da Torre de Destilação Atmosférica geram e superaquecem vapor de média pressão e, em outra serpentina, superaquecem vapor de baixa pressão. Os fornos de carga da Torre de Destilação a Vácuo, geram e superaquecem somente vapor de média pressão.

O fracionamento do Resíduo da Destilação Atmosférica (RAT) requer a vaporização do mesmo através do emprego de temperaturas elevadas, o que acarreta no craqueamento térmico, ou seja, rompimento das ligações químicas pela ação do calor. Para minimizar este efeito, o RAT é fracionado sob condições reduzidas de pressão, o que proporciona uma diminuição do ponto de ebulição das frações a serem separadas.

O RAT, então, é alimentado à coluna de Destilação a Vácuo, que opera em pressão absoluta de 7 mmHg no topo e a 12 mmHg na zona de flash. Os produtos obtidos neste fracionamento são: Gasóleo Leve (GOL), Gasóleo Pesado (GOP) e Resíduo de Vácuo (RV). Os Gasóleos obtidos constituem parte da carga da Unidade de Craqueamento Catalítico, e o Resíduo de Vácuo é destinado a Unidade de Desasfaltação a Solvente.

Para promover a redução da pressão no interior da Torre de Vácuo, esta é dotada de um Sistema de Produção de Vácuo, composto por Ejetores a Vapor, Condensadores de Superfície e Bomba de Vácuo, responsável pela remoção contínua dos vapores e dos gases não condensáveis que chegam ao topo da torre.

Os ejetores são equipamentos que funcionam baseados na transferência de energia, provocada pelo choque de um jato de fluido de alta velocidade contra um fluido parado ou a baixa velocidade, resultando em uma mistura de fluidos a uma velocidade intermediária. Depois esta velocidade intermediária é reduzida, de forma a resultar numa pressão final superior à inicial do fluido mais lento.

A Torre de Destilação a Vácuo não apresenta retirada de topo, não possuindo, portanto, refluxo de topo. O balanço térmico da torre é controlado por intermédio dos refluxos circulantes, apresentando também um diâmetro superior ao da Torre Atmosférica para a mesma carga, devido ao grande volume de vapor formado em condições de baixa pressão.

A Torre de Destilação a Vácuo apresenta menor perda de carga por bandeja, quando comparada à perda de carga nas bandejas da Torre de Destilação Atmosférica, visando facilitar a obtenção de baixa pressão na torre. Quando opera produzindo Asfalto ou carga para a Unidade de Craqueamento, não é feito esgotamento (*Stripping*) dos produtos laterais. A Figura 2.7 apresenta a Unidade de Destilação da refinaria, dando ênfase a Torre de destilação a Vácuo.

Figura 2.7 Unidade de destilação atmosférica e à vácuo.

2.2.5.1.2 UNIDADE DE DESASFALTAÇÃO

A Desasfaltação a solvente é um processo de extração líquido-líquido relativamente simples. Objetiva-se a extração das frações de menor massa molar presentes no resíduo obtido do processo de Destilação à vácuo, utilizando-se um solvente composto por propano, butano, propileno e iso-butano.

A unidade U-2500 processa resíduo de vácuo gerando dois produtos: Óleo Desasfaltado (ODES) e Resíduo Asfáltico (RASF) e é constituída de três seções principais: extração, recuperação de extrato e recuperação de rafinado, de acordo com a Figura 2.8.

O solvente da desasfaltação deve ser capaz não só de extrair a fração oleosa, na qual se está interessado, mas também de controlar o rendimento e a qualidade do ODES dentro de limites econômicos para o processo.

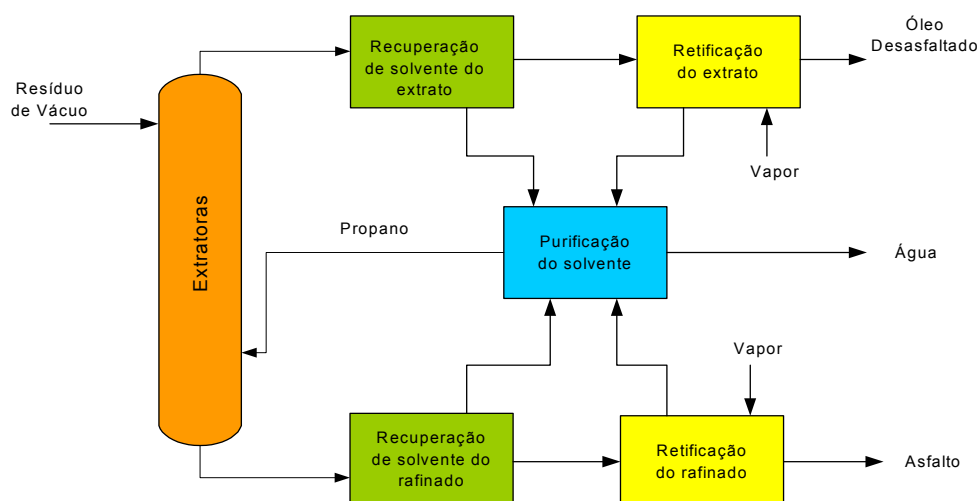



Figura 2.8 Fluxograma simplificado da U-2500.

O propano é a melhor escolha para a produção de óleos lubrificantes devido a sua propriedade de extrair somente as frações parafínicas e rejeitar as frações asfaltênicas e as resinas. No entanto, a solução mais adequada à preparação de cargas do craqueamento é a mistura de propano com butano.

A Secção de extração é composta por três Torres Extratoras, apresentadas na Fig. 2.9, recebem a carga de Resíduo de Vácuo proveniente da Unidade de Destilação. A alimentação com resíduo de vácuo é feita na parte superior das torres, sendo que na parte inferior é injetado o solvente. Através do escoamento em contracorrente, obtém-se uma corrente de topo, rica em ODES, e uma corrente de fundo, rica em RASF.

As principais variáveis influenciadoras do processo são a composição do solvente, a temperatura de topo das extratoras, temperatura do solvente, relação solvente/óleo, pressão, gradientes de temperatura (topo/carga e topo/fundo) e a pré-diluição do solvente.

Um aumento da temperatura diminui o rendimento de ODES, pois diminui a solubilidade do solvente. O aumento da relação solvente/óleo, normalmente fixada em 4:1, aumenta a seletividade da extração produzindo um ODES de melhor qualidade. A diminuição dessa relação pode acarretar em um emulsionamento das soluções, acarretando na perda de interface e conseqüente arraste de produtos para a Seção de Solvente.

Figura 2.9 Apresentação do conjunto de extratoras.

A mistura de óleo desasfaltado e solvente, após o aquecimento, é enviada a um conjunto de vaporização em série que opera a alta e média pressão. Nestas torres o solvente é vaporizado, separado do óleo, condensado e enviado a tambores acumuladores, enquanto que o óleo, após um aquecimento no forno, segue para a torre de retificação onde são removidos o propano e butano residual. O produto de fundo dessas torres é o óleo desasfaltado isento de solvente, que é misturado com os gasóleos da destilação a vácuo e enviado como carga para o craqueamento catalítico.

As frações de fundo das Torres Extratoras são pré-aquecidas, sendo posteriormente enviadas a Torre de Vaporização de média pressão, onde praticamente todo solvente é vaporizado. O produto de fundo da torre é retificado para remoção do solvente residual, sendo o RASF resfriado e enviado para armazenamento. O solvente recuperado é novamente liquefeito, sendo reciclado para o processo de extração.

2.2.5.2 PROCESSOS DE CONVERSÃO

2.2.5.2.1 UNIDADE DE CRAQUEAMENTO CATALÍTICO

A carga da Unidade de Craqueamento (aproximadamente 9.000 Nm^3/dia) é composta por aproximadamente 70 % de Gasóleo Leve e Gasóleo Pesado, 27 % de Óleo Desasfaltado (ODES), e 3 % de Nafta de Xisto.

O catalisador da Unidade de Craqueamento Catalítico (U-2200, UFCC) é composto basicamente de sílica-alumina, finamente dividida (zeólitas) para craquear, ou seja, quebrar moléculas grandes de hidrocarbonetos em moléculas menores. Desta forma as frações de hidrocarbonetos são separadas, retirando ou transformando compostos indesejáveis, para que o produto se enquadre em normas e especificações de qualidade. Portanto, são agregados valores ao GLP e Nafta, por exemplo, aumentando a rentabilidade da refinaria.

O FCC baseia-se na fluidização de sólidos, onde o catalisador é levado ao reator pela carga, que vaporiza ao entrar em contato com o catalisador quente vindo do regenerador.

A unidade é composta das Seções de Conversão, Fracionamento, Recuperação de Gases, Tratamento, Recuperação de Enxofre e Produção do MTBE. O fluxograma do processo é representado pela Fig. 2.10.

2.2.5.2.1.1 Seção de Conversão ou de Reação

Nesta seção, o gasóleo obtido na Destilação à Vácuo, juntamente com o óleo desasfaltado resultante do processo de extração com solvente (C_3, C_4 ou GLP), após pré-aquecido, é introduzido num conversor onde, cataliticamente, sofre o craqueamento de suas moléculas. Esta seção trabalha com temperaturas elevadas e pressões baixas.

O conversor representa o principal equipamento desta unidade, pois é nele que se processam as reações de conversão dos hidrocarbonetos pesados em hidrocarbonetos mais leves. A carga pré-aquecida é encaminhada à base do *riser*, sendo injetada no interior deste através de seis bocais dispostos na sua periferia. No interior do *riser*, a carga mistura-se ao catalisador em alta temperatura, o que propicia a imediata vaporização da carga, ocorrendo assim, as reações de craqueamento ao longo do *riser*.

No vaso separador, localizado na parte superior do conjunto conversor completam-se as reações de craqueamento, com a diminuição da velocidade dos vapores, e uma separação preliminar entre os produtos e o catalisador. As partículas finas, remanescentes, de catalisador são retiradas nos ciclones no interior do vaso e retornam ao leito de catalisador, sendo os produtos, ainda em fase gasosa, enviados à seção de fracionamento.

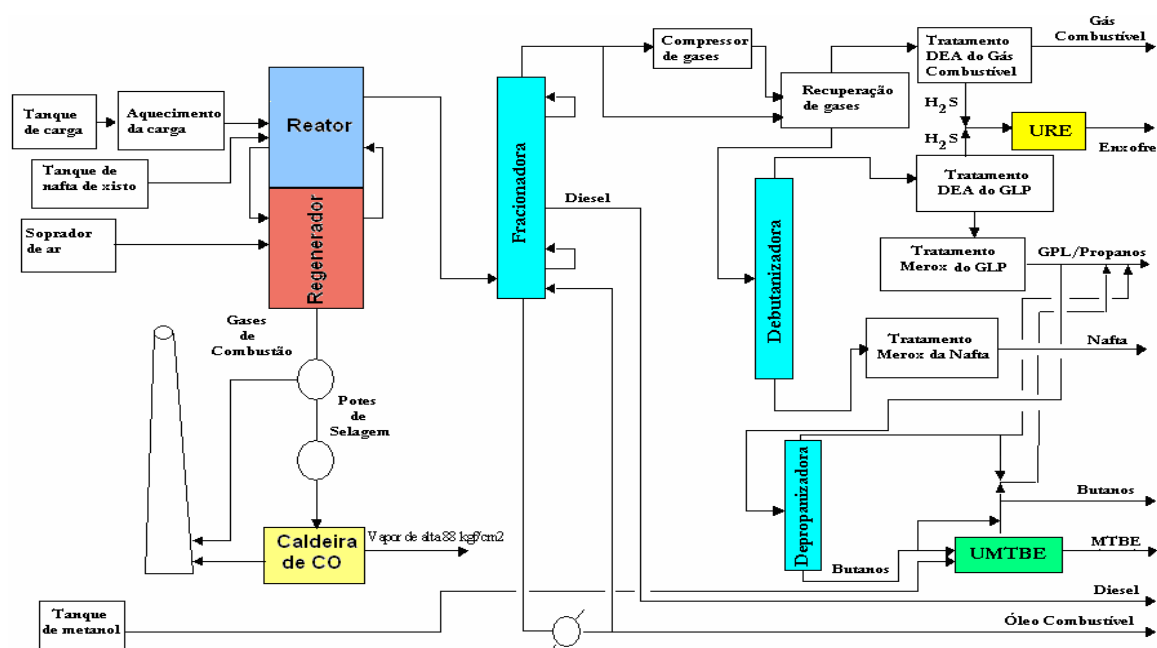



Figura 2.10 Fluxograma simplificado da U-2200.

O regenerador, vaso localizado na parte inferior do conjunto, recebe o catalisador e efetua sua regeneração através da reação de combustão do coque formado durante a fase de reação de craqueamento. Essa reação de combustão é mantida pela circulação de catalisador e admissão contínua de ar atmosférico, suprido pelo soprador de ar. Os gases de combustão provenientes do regenerador caminham para a câmara de expansão, onde a pressão é reduzida ao nível necessário à operação da caldeira de CO (monóxido de carbono). Esta caldeira foi projetada para recuperar o calor sensível e de combustão dos gases resultantes de regeneração do catalisador. Além disso, pela transformação de monóxido de carbono à dióxido de carbono, a caldeira de CO minimiza a poluição ambiental que seria causada pelo CO se fosse lançado diretamente à atmosfera. Assim, antes de chegar à câmara de expansão, os gases passam por duas *slide valves* (tipo de válvula de controle), que se abrem ou fecham sob ação do controlador do diferencial de pressão do reator e do regenerador.

A quantidade de catalisador no conversor é de aproximadamente 250 toneladas. O catalisador perde eficiência ao longo do tempo devido à ação de contaminantes, sendo indispensável um sistema de descarte e reposição. Para isso, dois silos de catalisador se fazem necessários, um para reposição de perdas e recomposição da atividade catalítica do catalisador, e outro para o acondicionamento do inventário de baixa atividade catalítica. A Figura 2.11 mostra o conjunto conversor da Unidade de Craqueamento Catalítico.

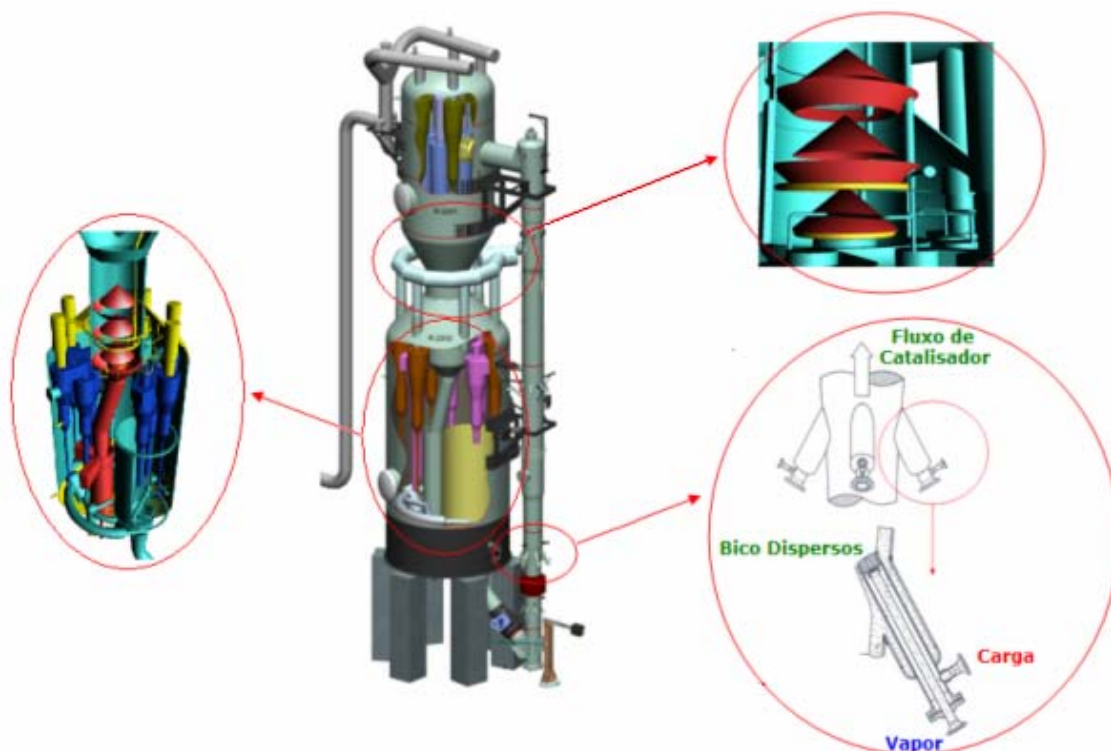



Figura 2.11 Representação do Conjunto Conversor.

2.2.5.2.1.2 Seção de Fracionamento

Os gases de craqueamento, efluentes do reator, são enviados a Seção de Fracionamento, a qual tem como objetivo promover a separação dos gases craqueados em grupos de hidrocarbonetos, tendo por princípio a separação por diferença de ponto de ebulição. A Fig. 2.12 apresenta a torre fracionadora, T - 2201. Pelo topo são retirados Nafta de Craqueamento, GLP e Gás Combustível. Os Óleos de Reciclo (Leve e Pesado) são os produtos laterais da fracionadora. O produto de fundo é constituído de resíduos pesados do craqueamento e de partículas de catalisador que foram arrastadas, sendo este resíduo enviado para um vaso decantador, para a recuperação de Óleo Combustível.

2.2.5.2.1.3 Seção de Recuperação de Gases

Tem por finalidade recuperar as frações mais valiosas dos vapores craqueados (GLP e nafta) do fluxo que não condensaram no sistema de topo da fracionadora principal. Esta recuperação é efetuada utilizando os processos de absorção e retificação.

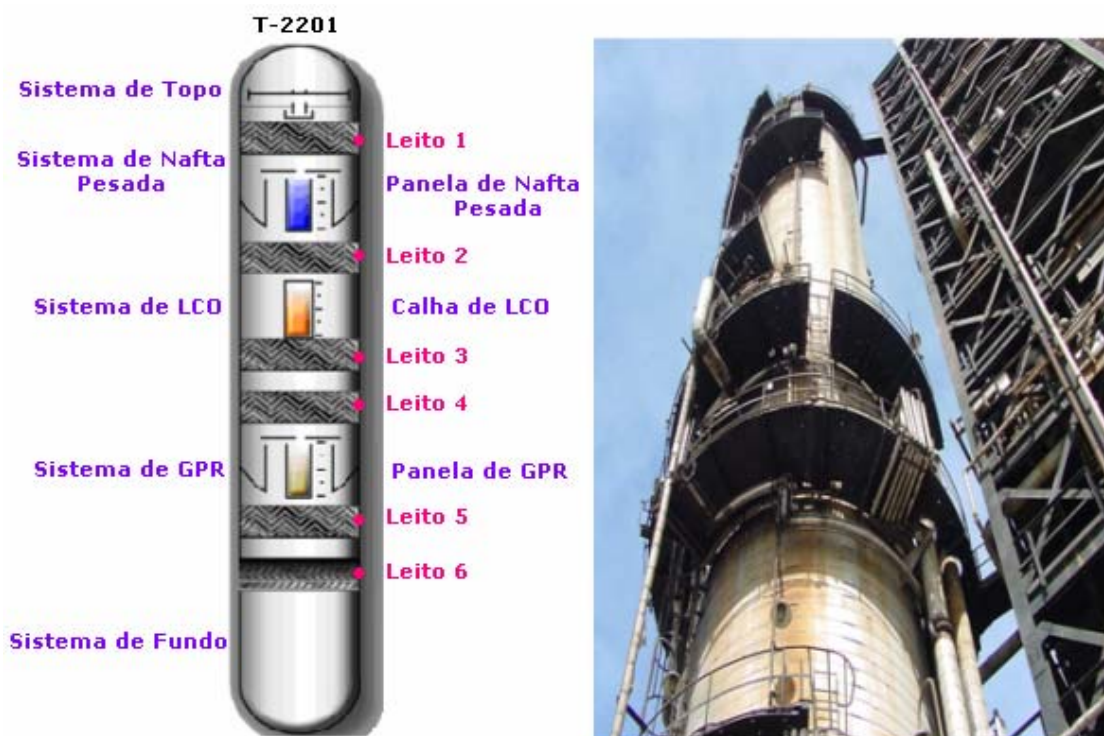



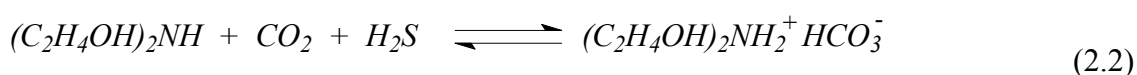
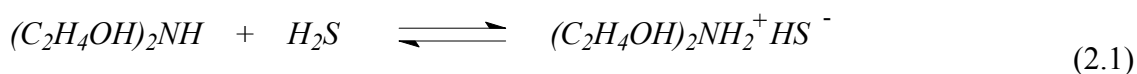
Figura 2.12 Torre fracionador da Unidade de Craqueameto Catalítico.

2.2.5.2.1.4 Seção de Tratamentos

As frações obtidas no processo de craqueamento apresentam teores de enxofre superiores às frações obtidas no processo de destilação direta. Este fato acarreta na necessidade do processamento destas frações para adequá-las nas especificações vigentes. As frações obtidas na Seção de Conversão são, portanto, tratadas nas Seções de Tratamento com Dietanolamina (DEA) e Tratamento MEROX.

O *Tratamento DEA* é utilizado para a remoção de gás sulfídrico (H_2S) do Gás Combustível e do GLP. O processo de Tratamento DEA baseia-se na reação desta amina secundária (base fraca) com H_2S e CO_2 existentes nas correntes de Gás Combustível e GLP. Por aquecimento controlado, decompõem-se os produtos da reação, liberando-se os gases ácidos e regenerando a amina. A seguir estão representadas as reações da DEA com H_2S e CO_2, Equações (2.1) e (2.2), respectivamente.

$$(C_2H_4OH)_2NH + H_2S \rightleftharpoons (C_2H_4OH)_2NH_2^+ HS^- \quad (2.1)$$

$$(C_2H_4OH)_2NH + CO_2 + H_2S \rightleftharpoons (C_2H_4OH)_2NH_2^+ HCO_3^- \quad (2.2)$$

O *Tratamento MEROX* é um processo de oxidação de mercaptans semelhante ao processo de adoçamento do Querosene de Aviação, porém este tratamento emprega um catalisador de natureza diferente. São tratadas frações de GLP e Nafta Craqueada.

2.2.5.3 PROCESSOS DE TRATAMENTO

Os derivados de petróleo, em geral, devem passar por algum tratamento químico para eliminar ou minimizar determinadas impurezas que lhes conferem propriedades indesejáveis, tanto no que diz respeito ao meio ambiente quanto a características e desempenho ou estocagem. Esses tratamentos permitem enquadrar o produto na especificação determinado pela legislação competente e com isso torná-lo comerciável.

Normalmente, persegue-se um ou mais dos seguintes objetivos:

- Melhoria da coloração;
- Melhoria do odor;
- Melhoria da estabilidade;
- Remoção de gomas, resinas e materiais asfálticos;
- Remoção de compostos de enxofre;
- Remoção de compostos de nitrogênio.

A remoção dos compostos de enxofre e nitrogênio confere melhorias na coloração, no odor e na estabilidade dos derivados de petróleo, visto que essas substâncias participam dos processos de degradação dos derivados, quer como espécies reativas, quer como catalisadores. O teor de nitrogênio e enxofre depende da natureza do petróleo e da faixa de destilação do derivado. Para o petróleo bruto, o teor de enxofre costuma ser bem superior ao teor de nitrogênio. Observa-se, em geral, que os compostos nitrogenados se concentram nas frações mais pesadas, enquanto os sulfurados apresentam-se distribuídos entre as diversas frações.

A remoção de enxofre e a melhoria da estabilidade geralmente determinam a escolha do tratamento a ser usado. Com a descoberta de que os conversores catalíticos provocam a emissão de vapores de ácido sulfúrico nas descargas de automóveis, existe uma pressão muito forte para reduzir ao mínimo o teor de enxofre dos combustíveis para motores. Desse modo, o principal foco de interesse neste estudo são os processos de remoção e/ou modificação dos compostos sulfurados presentes em derivados de petróleo. Esses processos de tratamento podem ser divididos em duas classes:

- **Processos de Adoçamento:** transformam os compostos agressivos de enxofre (S, H_2S, RSH) em outros menos prejudiciais (RSSR – dissulfetos). Entretanto, não os removem dos produtos. O teor de enxofre total permanece praticamente constante. Os processos mais conhecidos são o Tratamento Doctor, para a nafta (processo já obsoleto), e o Tratamento Bender, utilizado principalmente para o querosene de aviação (QAV-1);
- **Processos de Dessulfurização:** nestes processos, os compostos de enxofre são efetivamente removidos dos produtos. Entre eles estão a lavagem cáustica para remoção de H_2S e mercáptãs, o tratamento com dietanolamina (DEA) para remoção de H_2S e CO_2, e a dessulfurização catalítica, que destrói e remove todos os compostos de enxofre. O processo denominado Tratamento Merox, bastante utilizado ultimamente, pode ser aplicado tanto como um processo de dessulfurização (removendo mercáptãs) quanto como um processo de adoçamento (transformando mercáptãs em dissulfetos).

2.2.5.3.1 UNIDADE DE HIDRODESSULFURIZAÇÃO

Devido às restrições impostas a cerca dos teores máximos de compostos nitrogenados e sulfurizados permitidos para a comercialização dos combustíveis, a REPAR aprovou no ano de 2000 a construção da Unidade de Hidrodessulfurização, a qual passou a produzir Diesel Hidrotratado em meados de janeiro de 2004.

Pelo hidrotratamento as seguintes características dos óleos são melhoradas:

- Teor de enxofre;
- Teor de nitrogênio;
- Aumento do número de cetano;
- Estabilidade ao armazenamento, com redução da densidade 20/40.

Para tanto, esta unidade compreende a Unidade de Geração de Hidrogênio (UGH), de Hidrodessulfurização (UHDS), Tratamento de Água Ácida (UTAA) e Dietanolamina (UDEA). Na Figura 2.13 é apresenta a Unidade de Hidrodessulfurização.

Figura 2.13 Apresentação geral da Unidade de Hidrodessulfurização.

2.2.5.3.1.1 Unidade De Geração De Hidrogênio

No processo de hidrodessulfurização ocorrem principalmente as reações de hidrogenólise dos compostos de enxofre e nitrogênio, e as reações de hidrogenação dos compostos aromáticos. O hidrogênio consumido nestas reações é produzido na Unidade de Geração de Hidrogênio.

O processo empregado na REPAR para a produção de hidrogênio consiste na reforma a vapor do gás natural. Na Figura 2.14 é apresentado um fluxograma simplificado de blocos da Unidade de Geração de Hidrogênio.

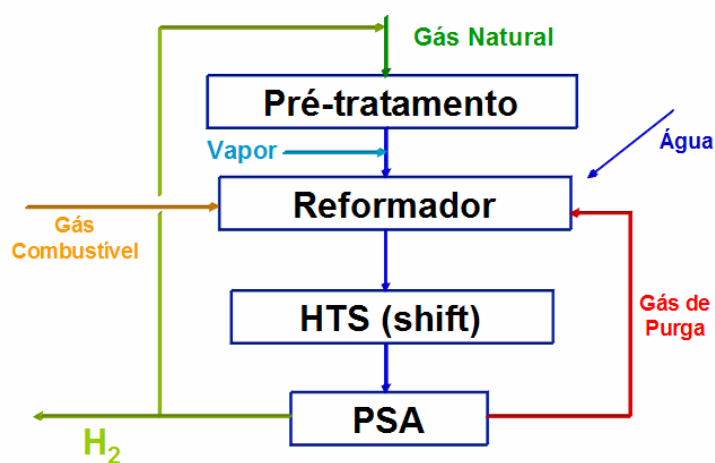



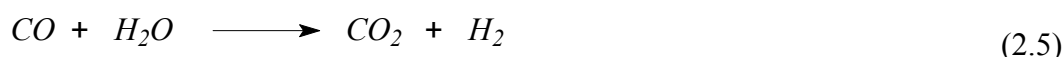
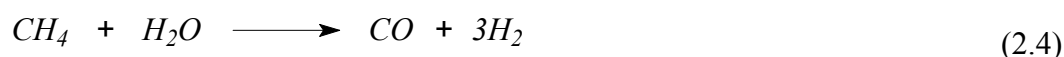
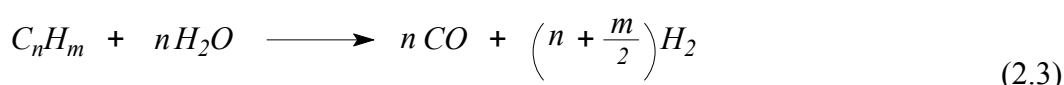
Figura 2.14 Fluxograma simplificado de blocos da Unidade de Geração de Hidrogênio.

O gás natural é admitido na unidade sendo inicialmente hidrotratado para a remoção de possíveis compostos de enxofre presentes no mesmo. Após o pré-tratamento o gás natural recebe uma injeção de vapor, gerado na própria unidade, sendo a mistura enviada para o Forno Reformador, onde ocorrem as reações catalíticas de reforma (Equação 2.3 e 2.4), empregando um catalisador de níquel metálico suportado em alumina.

O efluente do Reformador é resfriado e posteriormente enviado ao Reator de *Shift*, onde ocorre a reação catalítica de *shift* (Equação 2.5), empregando um catalisador de óxido de ferro, promovido com cobre e suportado sobre uma base de cromo.

$$C_nH_m + nH_2O \longrightarrow nCO + \left(n + \frac{m}{2}\right)H_2 \tag{2.3}$$

$$CH_4 + H_2O \longrightarrow CO + 3H_2 \tag{2.4}$$

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2 \tag{2.5}$$

O vapor é empregado no processo de geração de hidrogênio em excesso, sendo posteriormente condensado, e as impurezas presentes no mesmo removidas pela retificação com vapor. A corrente rica em hidrogênio é encaminhada para a PSA, a qual consiste em um conjunto de vasos preenchidos com peneiras moleculares, nos quais o hidrogênio é purificado, por processo de adsorção, a uma porcentagem de pureza superior a 99,9 *%*. As impurezas adsorvidas no leito são posteriormente dessorvidas, formando o Gás de Purga, o qual é utilizado como uma das fontes energéticas do Forno Reformador.

2.2.5.3.1.2 Unidade De Hidrodessulfurização

A Unidade de Hidrodessulfurização tem por objetivo reduzir os teores de enxofre e nitrogênio presentes na corrente de Diesel, para tanto, esta processa uma corrente líquida, formada por uma mistura de diesel leve, diesel pesado e LCO e, uma mistura gasosa, composta praticamente por hidrogênio proveniente da Unidade de Geração de Hidrogênio. Sua capacidade é de 5000 m^3/d, produzindo Diesel Hidrotratado com uma redução do teor de enxofre acima de 92 *%* e uma redução acima de 59 *%* do teor de nitrogênio.

As reações que ocorrem num processo de hidrotratamento são, predominantemente, exotérmicas, havendo liberação de calor. Assim, em muitos casos, torna-se necessária a utilização de vários leitos de catalisador e a injeção de gás de "*quench*" entre estes, com o objetivo de se controlar a evolução de temperatura do reator. Nas Equações 2.6 a 2.15 são apresentadas as principais reações que ocorrem no processo de hidrotratamento.

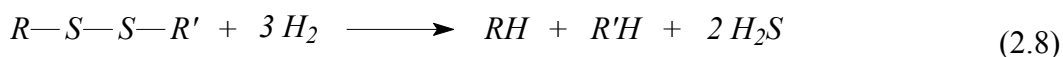
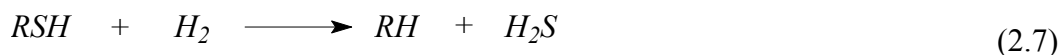
- **Saturação de Oleofinas**

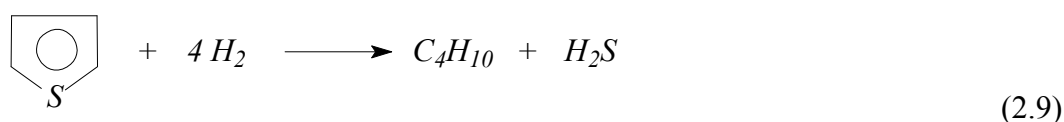
Este tipo de reação ocorre rapidamente, sendo altamente exotérmica, tendo como conseqüência aumento descontrolado de temperatura no primeiro leito catalítico, podendo haver deposição de coque, logo a desativação do catalisador. Assim como prevenção, o leito superior foi projetado com uma pequena parcela de catalisador ativo e uma camada maior de catalisador menos ativo.

$$R—CH=CH—R' + H_2 \longrightarrow R—CH_2=CH_2—R' \quad (2.6)$$

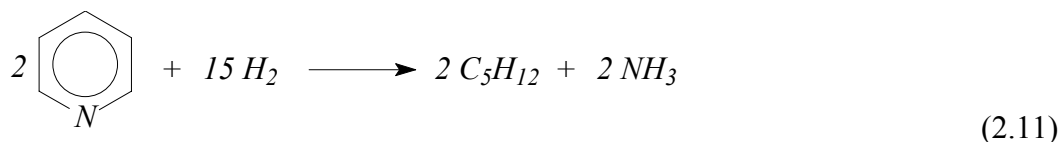
- **Hidrodessulfurização (HDS)**

$$RSH + H_2 \longrightarrow RH + H_2S \quad (2.7)$$

$$R—S—S—R' + 3\,H_2 \longrightarrow RH + R'H + 2\,H_2S \quad (2.8)$$

A remoção do enxofre combinado ao anel aromático é mais difícil e mais lenta. Embora o produto final seja o H_2S, a reação não é direta, e sim, uma sucessão de reações consecutivas.

$$\text{(tiofeno)} + 4\,H_2 \longrightarrow C_4H_{10} + H_2S \quad (2.9)$$

- **Hidrodesnitrogenação (HDN)**

As reações de desnitrogenação ocorrem paralelamente com as de dessulfurização e também são exotérmicas, contudo, são mais influenciadas pela pressão do que pela temperatura.

Nota-se que estas reações mais lentas que as de dessulfurização, porém, a diferença é mais acentuada no caso de compostos aromáticos.

$$R{-}NH_2 + H_2 \longrightarrow RH + NH_3 \quad (2.10)$$

$$2\ C_5H_5N\ (\text{piridina}) + 15\ H_2 \longrightarrow 2\ C_5H_{12} + 2\ NH_3 \quad (2.11)$$

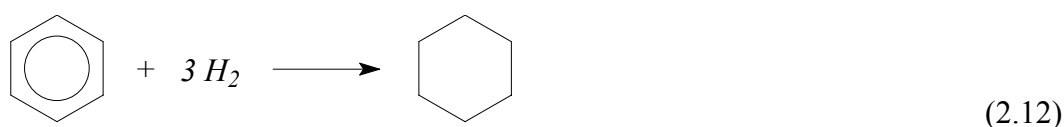
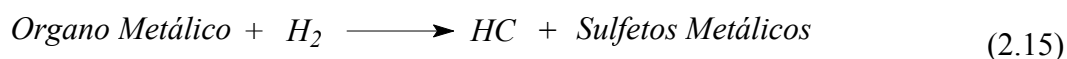
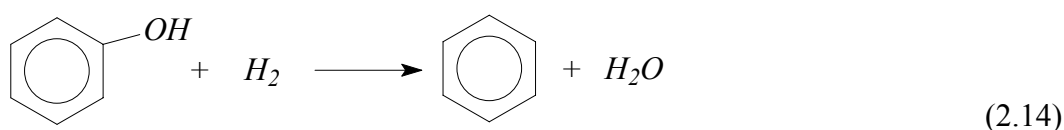
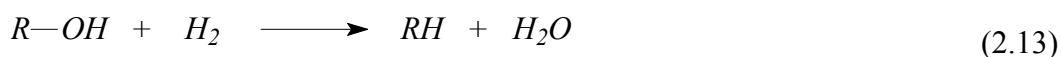
- **Hidrodesaromatização (HDA)**

$$C_6H_6\ (\text{benzeno}) + 3\ H_2 \longrightarrow C_6H_{12}\ (\text{ciclohexano}) \quad (2.12)$$

- **Hidrodesoxigenação e Hidrodesmetalização**

$$R{-}OH + H_2 \longrightarrow RH + H_2O \quad (2.13)$$

$$C_6H_5{-}OH + H_2 \longrightarrow C_6H_6 + H_2O \quad (2.14)$$

$$\textit{Organo Metálico} + H_2 \longrightarrow HC + \textit{Sulfetos Metálicos} \quad (2.15)$$

As reações de hidrogenação dos olefinas são rápidas e liberam alto calor de reação, por este motivo, essas reações ocorrem no primeiro leito, em níveis de temperatura inferior às demais. Dessa forma, para evitar o descontrole de temperatura no leito superior, existe uma camada de catalisador menos ativo no topo deste leito a fim de frear a velocidade desta reação.

Já as reações de saturação de enéis aromáticos e de desnitrogenação são mais lentas, por isso é necessário um tempo de residência elevado, logo, um inventário de catalisador grande. Uma alternativa para acelerar estas reações é a utilização de elevadas pressões parciais de hidrogênio, H_2.

Como o LCO contém uma concentração elevada de compostos aromáticos, sua participação na carga da unidade é limitada tanto pela quantidade de hidrogênio disponível quanto pelo número de cetano desejado. Uma vez que, a hidrogenação de

compostos aromáticos consomem muito hidrogênio e a saturação destes aumenta o número de cetano do diesel.

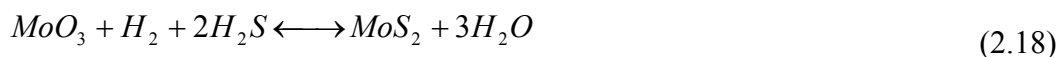
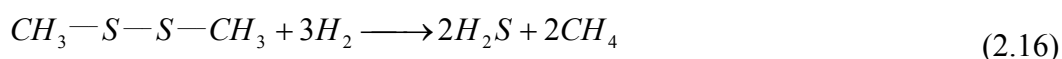
Com relação ao catalisador, o mesmo se encontra sólido sob a forma de cilindro ou trevo. Na sua forma ativa, seus principais componentes são sulfetos de níquel e molibdênio presentes da superfície de alumina altamente porosa.

Ambos os catalisadores são normalmente transportados sob a forma oxidada e precisam ser ativos na etapa conhecida como sulfetação, a qual consiste na transformação dos óxidos de metais em sulfetos.

A sulfetação pode ser feita com o enxofre existente na própria carga ou através da adição de um composto de enxofre à carga da unidade. Atualmente dá-se preferência à utilização de agente sulfetante, o qual deve se decompor facilmente gerando H_2S, como por exemplo o dimetil-disulfeto, reação apresentada pelas Equações 2.16 a 2.18.

$$CH_3 - S - S - CH_3 + 3H_2 \longrightarrow 2H_2S + 2CH_4 \quad (2.16)$$

$$NiO + H_2 + 2H_2S \longleftrightarrow Ni_3S_2 + 3H_2O \quad (2.17)$$

$$MoO_3 + H_2 + 2H_2S \longleftrightarrow MoS_2 + 3H_2O \quad (2.18)$$

Na Figura 2.15 é representado um fluxograma simplificado de blocos da Unidade de Hidrodessulfurização.

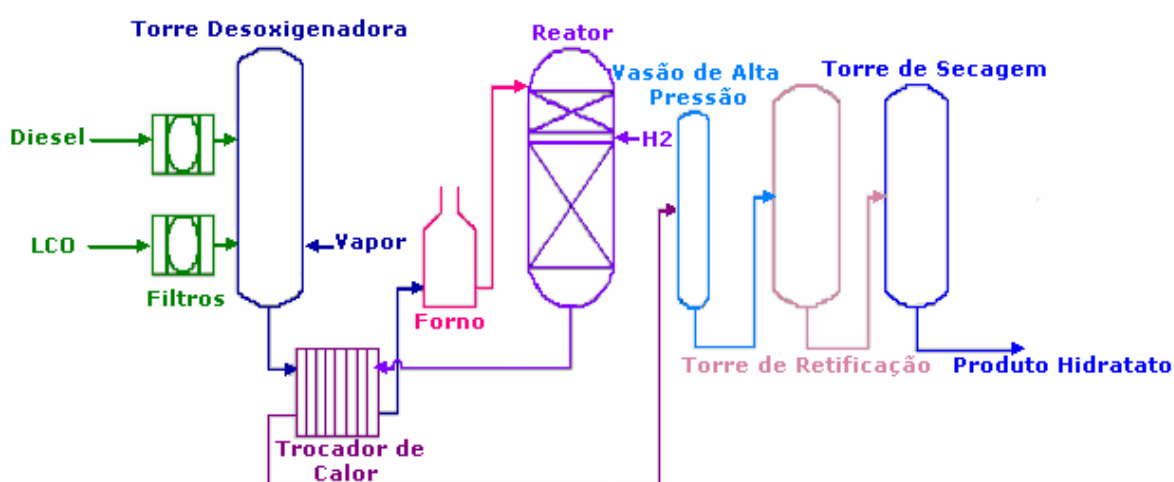



Figura 2.15 Fluxograma simplificado da Unidade de Hidrodessulfurização (UHDS).

As correntes de Diesel Leve (DL), Diesel Pesado (DP) e Óleo Leve de Reciclo (LCO) são inicialmente filtradas para a remoção possíveis partículas sólidas presentes nestas correntes, sendo posteriormente enviadas para a Torre Desoxigenadora, onde por processo de retificação, o oxigênio dissolvido na corrente de Diesel Leve e Diesel Pesado é removido.

A corrente desoxigenada recebe uma injeção de hidrogênio, sendo pré-aquecida em trocadores de calor e posteriormente em um forno de aquecimento da carga, sendo alimentada no Reator de Hidrodessulfurização onde ocorrem principalmente as reações catalíticas de hidrogenólise dos compostos sulfurados e nitrogenados e as reações de hidrogenação dos compostos aromáticos.

O efluente do Reator de Hidrodessulfurização é separado em duas correntes. A primeira é composta pelo hidrogênio em excesso utilizado na reação de hidrotratamento, sendo reciclado para o processo. A segunda é composta pelo Diesel, a qual é encaminhada para as seções de retificação e, posteriormente secagem a vácuo, obtendo-se assim o Diesel Hidrotratado.

2.2.5.3.1.3 Unidade De Tratamento De Águas Ácidas

A Unidade de Tratamento de Águas Ácidas tem capacidade para processar 2000 m^3/d, tendo por objetivo remover gás sulfídrico (H_2S) e amônia (NH_3) presentes na corrente de Água Ácida.

A unidade é composta basicamente por duas torres de retificação com vapor. Na primeira torre ocorre principalmente a remoção do gás sulfídrico, e na segunda torre a remoção da amônia. A corrente rica em gás sulfídrico é destinada a Unidade de Recuperação de Enxofre (URE), para a obtenção de enxofre elementar, e a corrente rica em amônia é destinada ao Conversor de Amônia, no qual ocorrem as reações de conversão da amônia em nitrogênio e água.

2.2.5.3.1.4 Unidade De Dietanolamina

A Unidade de Dietanolamina tem capacidade para processar cerca de 40000 Nm^3/d de gases rico em gás sulfídrico, provenientes da Unidade de Hidrodessulfurização, tendo com objetivo a remoção dos contaminantes presentes nestas correntes.

A unidade é composta basicamente por duas torres. A primeira torre é a Absorvedora, onde ocorre a absorção do gás sulfídrico presente na corrente gasosa pela solução de Dietanolamina. A corrente de Dietanolamina é então enviada para a segunda torre da unidade, onde ocorre a regeneração da mesma, sendo reciclada no processo. O gás ácido é por sua vez encaminhado para a Unidade de Recuperação de Enxofre (URE), para produção de enxofre elementar.

2.2.5.3.2 UNIDADE DE RECUPERAÇÃO DE ENXOFRE (URE)

A Unidade de Recuperação de Enxofre converte o gás sulfídrico proveniente do Tratamento DEA em enxofre elementar. Evitando assim, a poluição do ar atmosférico causada pela emissão de anidrido sulfuroso (SO_2), resultante da queima de compostos de enxofre. A Fig. 2.16 apresenta um fluxograma simplifica desta unidade.

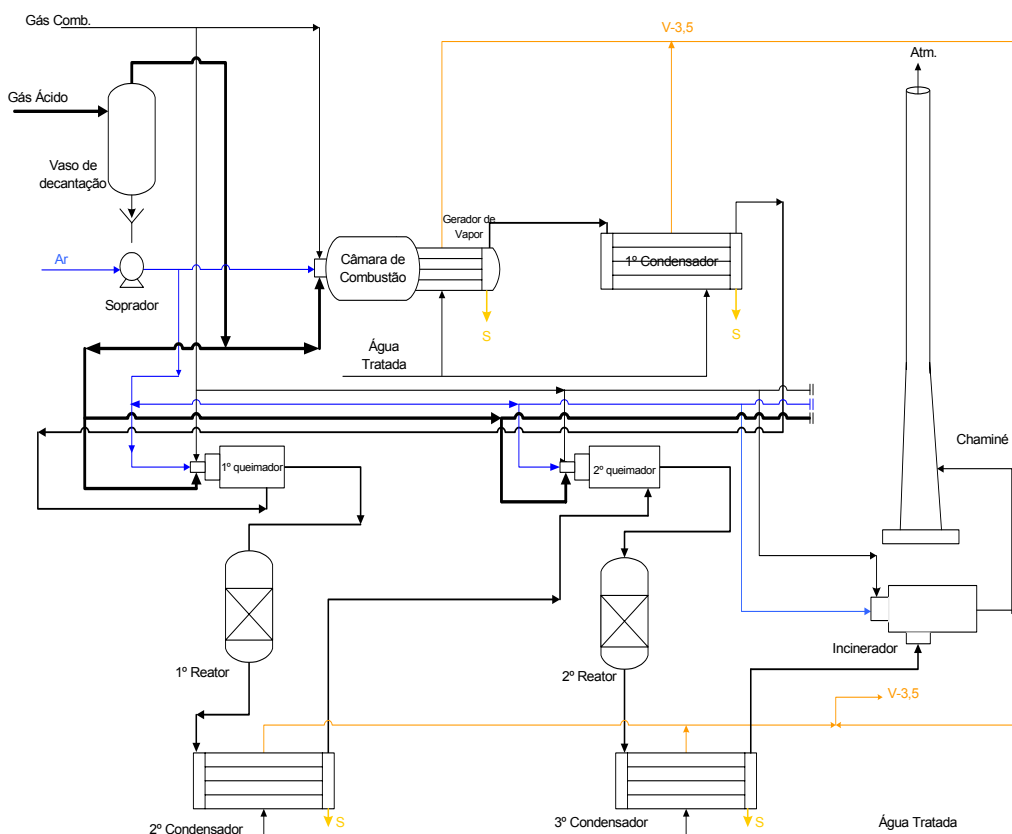
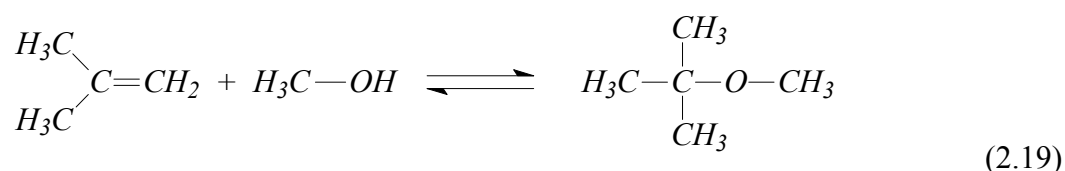



Figura 2.16 Fluxograma simplificado da URE.

2.2.5.3.3 UNIDADE DE METIL-TERC-BUTIL-ÉTER (MTBE)

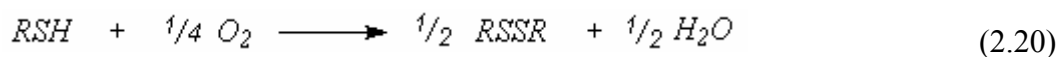
O MTBE é um composto oxigenado, adicionado a gasolina, a fim de proporcionar um aumento da octanagem. Devido à proibição de uso em território nacional, o MTBE é atualmente exportado para outros países, onde sua utilização ainda é permitida.

A produção de MTBE é baseada na reação em fase líquida do iso-buteno presente na corrente de C_4, com metanol, empregando como catalisador uma resina de troca iônica. A reação de síntese é apresentada do MTBE a partir do iso-buteno e do metanol é apresentada na Equação 2.19.

$$(H_3C)_2C{=}CH_2 + H_3C{-}OH \rightleftharpoons H_3C{-}C(CH_3)_2{-}O{-}CH_3 \qquad (2.19)$$

2.2.5.3.4 TRATAMENTO MEROX DO QAV (QUEROSENE DE AVIAÇÃO)

O tratamento Merox tem por finalidade promover o adoçamento de Nafta Pesada ou de Querosene de Aviação (QAV), por meio da conversão das mercaptanas a dissulfetos. Durante este tratamento não ocorre remoção, apenas solubilização na fase oleosa, portanto não há redução do enxofre total.

O Tratamento Merox consiste no uso de um catalisador (quelato do grupo do ferro) para promover a conversão das mercaptanas, usando ar como fonte de oxigênio, de acordo com a Equação (2.20).

$$RSH + 1/4\ O_2 \longrightarrow 1/2\ RSSR + 1/2\ H_2O \qquad (2.20)$$

O tratamento é realizado em reatores de leito fixo, constituído por anéis de carbono, impregnados de catalisador Merox, onde ocorre a conversão das mercaptans a dissulfetos, em presença de soda e ar atmosférico.

2.2.5.4 PROCESSOS AUXILIARES

Os processos auxiliares são aqueles que se destinam a fornecer insumos à operação dos outros anteriormente mencionados, ou a tratar rejeitos desses mesmos processos. Incluem-se nesses processos a Unidade de Geração de Hidrogênio e a Recuperação de Enxofre, já mencionadas e, as utilidades que, embora não sejam de fato unidades de processos, são imprescindíveis a eles.

2.2.5.4.1 UTILIDADES

O Setor de Utilidades (SETUT) é o responsável pelo fornecimento de necessidades essenciais, como vapor e energia elétrica, para o funcionamento dos processos da refinaria. Fazem parte deste setor a UTRA (Unidade de Tratamento e Resfriamento de Água) e a CAFOR (Casa de Força). O Setor de Utilidades desempenha as seguintes funções:

- Captação e adução de água bruta para a refinaria;
- Desaeração de água para caldeiras e trocadores de calor;
- Distribuição de Óleo Combustível para queima em caldeiras, fornos;
- Geração e distribuição de vapor;
- Geração, compra, venda e distribuição de energia elétrica;
- Operação das bombas do sistema anti-incêndio da refinaria.
- Produção e distribuição de ar comprimido para instrumentos e serviço;
- Tratamento e distribuição de água de resfriamento de produtos;
- Tratamento e distribuição de água de resfriamento máquinas;
- Tratamento e distribuição de água industrial;
- Tratamento e distribuição de água potável;

O Setor é subdividido conforme será descrito a seguir.

2.2.5.4.1.1 Sistemas de Águas

A água bruta captada pela REPAR provém da Barragem do Rio Verde, que tem capacidade para represar 36.000.000 m^3. Através de um sistema de bombeamento e uma

adutora, a água chega à refinaria, onde é armazenada em três grandes tanques com capacidade de 24.000 m^3 cada um.

A Figura 2.17 apresenta o vertedouro de água da Barragem do Rio Verde em uma visita a estação de captação de água da REPAR.

Figura 2.17 Vertedouro da Barragem do Rio Verde.

Os tanques de armazenamento de água bruta exercem dupla finalidade; a de garantir, por determinado tempo, a continuidade de suprimento de água bruta para a refinaria, no caso de impossibilidade de operação de bombeio da barragem, outra, a de possibilitar a decantação de partículas sólidas em suspensão existentes na água captada.

A água passa por um sistema prévio de filtração. Primeiramente, recebe dosagem de cloro, agente bactericida, e escoa aos tanques de injeção de coagulantes, no caso da REPAR, o floculante usado é o sulfato de alumínio ($Al_2(SO_4)_3$). Este coagulante transforma as impurezas que se encontram em suspensão fina em partículas maiores, flocos, para que possam ser removidos por filtração.

Posteriormente, a água segue aos filtros de areia, a fim que os sólidos sejam removidos, tendo-se água filtrada que é armazenada em um tanque na UTRA, que se responsabiliza pela distribuição e tratamentos posteriores das diversas correntes de água.

O Sistema de Águas supre todas as necessidades da refinaria, desde água potável até as águas para uso industriais e de combate Anti-incêndio. A Tabela 2.3 resume os tipos de água da REPAR, bem como seu destino e tipo de tratamento requerido.

A água industrial, por exemplo, também conhecida como água de processo ou água de serviço, é utilizada na limpeza dos equipamentos e pisos, ou ainda par atender as necessidades do processo, como a dessalgação. Já a água de resfriamento tem a finalidade de resfriar produtos em equipamentos como permutadores nas unidades de processo. Para suprir as necessidades de água de resfriamento, a REPAR possui duas Torres de Resfriamento, apresentadas na Fig. 2.18. Estas torres são de tiragem induzida e de corrente cruzada com relação ao ar e a água. Do topo das torres, a água cai por gotejamento até o tanque inferior e deste para o tanque de água de resfriamento, reiniciando o fluxo.

Figura 2.18 Torres de resfriamento.

Para o tratamento da água desmineralizada, utiliza-se um leito misto de resinas.. Após tratamento de um determinado volume de água neste leito, a resina se satura e perde sua capacidade de troca, necessitando ser regenerada, A reativação da resina catiônica é possível utilizando-se ácido sulfúrico a uma concentração de 2%. Para a regeneração da resina aniônica, utiliza-se hidróxido de sódio a 4%.

A Fig. 2.19 apresenta um diagrama de blocos representativo na Unidade de Tratamento e Resfriamento de Água (UTRA).

Tabela 2.3 Tipos de águas utilizadas na REPAR.

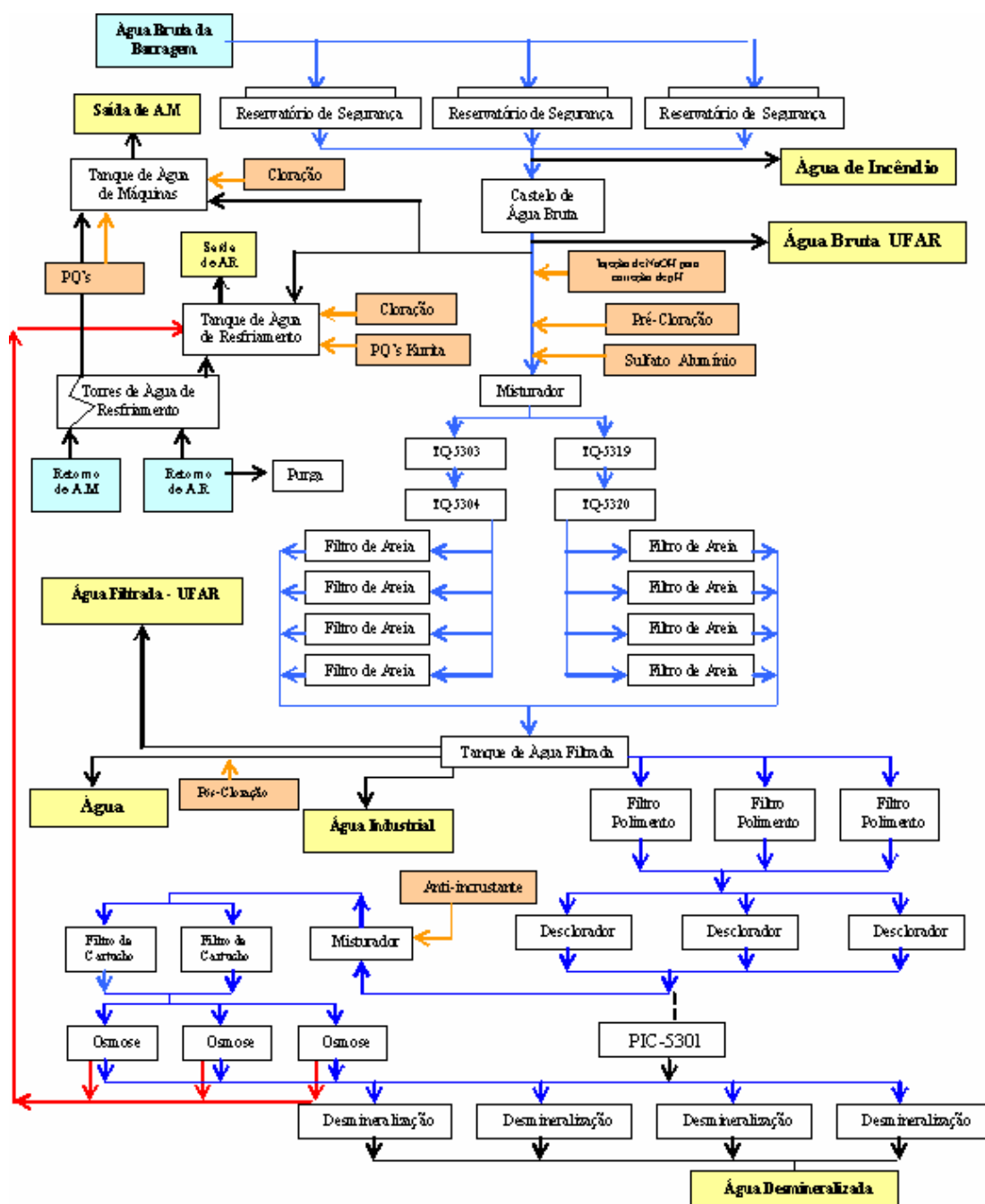
Água	Destino	Tratamento requerido
Bruta	Combate à incêndio, reposição do sistema de água de resfriamento, abastecimento da fábrica de fertilizantes (UFAR)	Sem tratamento
Industrial	Acionamento de equipamentos, preparo de soluções, limpeza de equipamentos	Filtração
Potável	Consumo humano (bebedouros, copas, refeitório, vestiários)	Filtração; de acordo com a necessidade de correção de valores desejados é feita a pós-cloração
Refrigeração de máquinas	Manter em determinada temperatura os circuitos de água de resfriamento de mancais, tomadas de amostras, óleo de turbinas e de compressores de ar	Anti-corrosão, adição de fosfato, zinco e dispersante. A água aquecida retorna após passar pela parte inferior da torre de resfriamento
Resfriamento	Água resfriada para as unidades de processo e à casa de força; resfriamento de produtos e equipamentos. Reposição do sistema de água de máquinas	Água bruta pré-clorada; passando pela torre de resfriamento após adição de soluções anti-corrosivas de fosfato, zinco e dispersante
Desmineralizada	Produção de vapor nas caldeiras da cafor, na caldeira de co e nos geradores auxiliares	Descloradores (remoção do cloro livre) para posterior tratamento em leito misto, coluna com dois tipos de resinas (catiônica e aniônica); desaeradores

de aquecimento e remoção de gases tóxicos ou combustíveis de equipamentos e tubulações. Na REPAR, o vapor d'água é produzido e distribuído em três níveis de pressão, conforme Tabela 2.4.

Tabela 2.4 Tipos de vapores produzidos na REPAR.

Vapor	Pressão (kgf/cm^2)	Temperatura (ºC)
V_a	88	485
V_m	17,5	280
V_b	3,5	200

As linhas encontram-se isoladas e instaladas na tubovia de onde derivam para os diversos pontos consumidores.

- **Vapor de Alta Pressão (V_a)**

Produzido nas duas caldeiras da Central termoelétrica, com capacidade de 150 ton/h cada uma, e na Caldeira de CO instalada na U-2200 (UFCC) com capacidade de 165 ton/h. Portanto, a produção total de vapor é de 465 ton/h.

Este vapor é utilizado no acionamento das turbinas dos turbogeradores para produção de energia elétrica, no acionamento das turbinas do soprador de ar e do compressor de gases (C-2201) na UFCC, ns estações redutoras de pressão da CAFOR e parte enviada a UFAR, quando solicitado.

- **Vapor de Média Pressão (V_m)**

O vapor de média pressão é produzido por extração, em determinado estágio, nas turbinas acionadoras dos turbogeradores, pelas estações redutoras de pressão, pela expansão no vaso de purga contínua das caldeiras e no resfriador de borra da UFCC.

Este vapor é utilizado principalmente na operação de turbinas auxiliares, acionadores de bombas, compressores e ventiladores, no aquecimento de óleos e asfaltos, como agente de arraste em ejetores, na atomização de óleo para queima em caldeiras e fornos, etc.

- **Vapor de Baixa Pressão (V_b)**

É obtido do vapor exausto das turbinas auxiliares e nas estações redutoras de pressão. Utilizado principalmente como agente de aquecimento e como agente de arraste em processos de refino. Além de ser um agente de limpeza externa e interna dos equipamentos e na remoção de hidrocarbonetos em tubulações ou equipamentos para fins de manutenção. Este vapor de baixa ao condensar, retorna à Central Termoelétrica onde, após passar por um sistema de Polimento do condensado, é utilizado novamente na produção de vapor.

- **Condensado**

O condensado proveniente dos turbogeradores da CAFOR é enviado diretamente para os desaeradores. Já os condensados das unidades de processo precisam de tratamento para eliminar contaminantes, como vazamentos de óleos e óxidos de ferro provenientes das tubulações. Essa corrente é enviada para um vaso de condensado, onde recebe tratamento e posteriormente é enviado para os desaeradores.

O fato de se reutilizar o condensado representa uma economia para Refinaria, tanto de tratamento de água como de energia, já que o condensado não necessita de aquecimento.

A água desaerada é enviada então para as duas Caldeiras, onde será produzido vapor superaquecido de alta. A Fig. 2.20 esquematiza o ciclo térmico da REPAR.

2.2.5.4.1.3 Sistema de Ar Comprimido

O Ar Comprimido é um dos elementos de vital importância na operação de uma refinaria, onde de acordo com a sua aplicação, pode ser classificado em Ar Comprimido para Instrumento e Ar Comprimido de Serviço.

O Sistema de Ar Comprimido é composto por três compressores de ar, um vaso pulmão de ar de instrumentos, um vaso de ar de serviço e um secador de ar. Na REPAR, a pressão do ar comprimido é controlada em 7.0 kgf/cm^2.

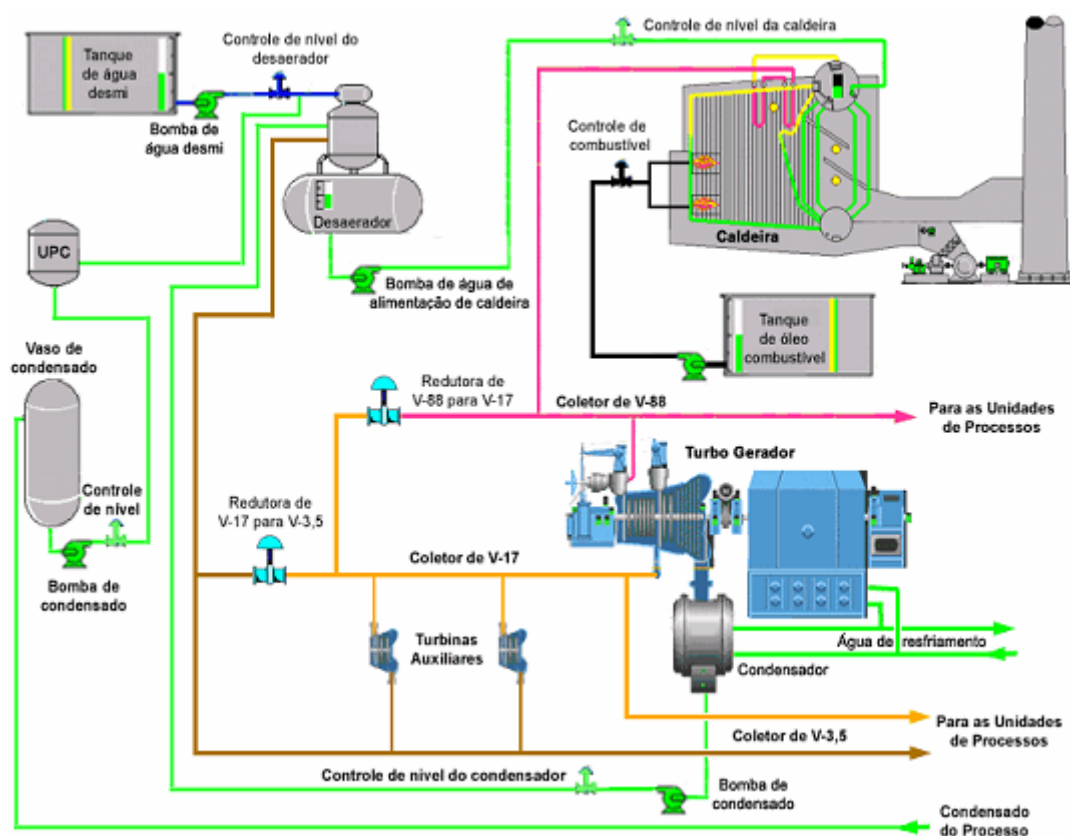



Figura 2.20 Ciclo térmico simplificado da REPAR.

- **Ar comprimido para Instrumentos**

Necessário para utilização na operação de instrumentação pneumática, comando de válvulas, controladores de campo, etc.

A fim de não prejudicar a ação dos instrumentos, este ar tem de ser suprido com alta pureza, isento de particulados, óleo e umidade. Portanto, a CAFOR produz e distribui ar de instrumentos com o uso de equipamentos especiais como compressos com cilindros não lubrificados, secador de ar com leito de alumina e filtros, e tubulações de aço galvanizado e de cobre.

- **Ar Comprimido de Serviços**

Ar comprimido para uso geral, utilizado no acionamento de ferramentas pneumáticas, na agitação de produtos em tanques, como fluido de arraste em ejetores, ou ainda, na utilização nas oficinas de manutenção, e como suprimento para máscaras de ar mandado.

2.2.5.4.1.4 Sistema de Combustíveis

Este sistema tem como finalidade suprir combustível para as caldeiras da CAFOR, para a Caldeira de CO da UFCC e para os fornos das Unidades de Processo (U-2100, U-2200, U-2500).

Na REPAR são usados como combustível: o óleo combustível propriamente dita, o gás combustível e o resíduo asfáltico RASF. Ainda pode ser usado como combustível auxiliar, o óleo diesel, principalmente no acendimento inicial das caldeiras.

Em situação normal, caldeiras e fornos da refinaria queimam RASF puro (sem diluição) e gás combustível.

- **Sistema de Óleo Combustível**

O óleo combustível é inicialmente armazenado em tanques, dos quais é succionado e passa por aquecedores, onde é aquecido com V-17, obtendo-se assim a viscosidade para qual foram projetados os queimadores de caldeiras e fornos da refinaria.

Após os aquecedores, a linha de óleo combustível divide-se em dois ramos, um para as caldeiras da CAFOR, e outro para a caldeira de CO e para os fornos. Todas as linhas de óleo combustível possuem vapor de aquecimento (*steam-tracing*) com vapor de média pressão.

Em operação normal caldeiras e fornos queimam RASF, mantendo o sistema de óleo combustível em recirculação interna no óleo da CAFOR.

- **Sistema de Óleo Diesel**

O óleo diesel contém baixo teor de enxofre e por isso é utilizado para acendimento das caldeiras a frio. Deste modo, reduz-se a corrosão em regiões frias da caldeira. Além de servir como combustível para o acendimento das caldeiras, o óleo diesel desloca óleo combustível das linhas quando as mesmas param.

- **Sistema de Gás Combustível**

O gás combustível utilizado para queima em caldeiras e fornos da refinaria é produzido na Unidade de FCC. Caracteriza-se como uma corrente gasosa composta de hidrogênio, hidrocarbonetos leves, traços de gás sulfídrico e CO_2, constitui-se em um gás de difícil compressão, motivo pelo qual não é armazenado e nem aproveitado comercialmente.

O gás combustível é considerado como combustível principal para queima em caldeiras e fornos, uma vez que não deixa resíduo na queima. O óleo combustível/RASF, é o combustível complementar.

O Sistema de Gás Combustível da refinaria está localizado na Unidade de Destilação Atmosférica e é responsável pelo suprimento de gás combustível a todas as Unidades de Processo, CAFOR, Sistema de Tochas e UFAR.

O sistema foi projetado de forma a continuar operando mesmo com a U-2100 fora de operação, mantendo o suprimento de gás para os demais consumidores, utilizando para isso um vaporizador abastecido com GLP, proveniente das esferas de armazenamento.

2.2.5.4.1.5 Sistema Elétrico

Em uma refinaria, o acionamento elétrico dos equipamentos principais é utilizado em larga escala, tendo em vista fatores econômicos como o balanço energético, o custo e o rendimento e fatores técnicos, tais como, partida imediata e simplicidade de operação. A Figura 2.21 demonstra o sistema termo-elétrico da REPAR.

Nela estão contidos os seguintes componentes.

- 3 geradores de vapor (caldeiras) com capacidade total de 465 ton/h;
- 2 turbo geradores de 13,8 kV com capacidade total de 32.000 kW;
- Sistemas de recepção e distribuição de energia elétrica, 69/13,8 kV;
- Coletores de vapor de alta (88,5 kgf/cm^2), média (l7,5 kgf/cm^2) e baixa (3,5 kgf/cm^2) pressão;
- As grandes máquinas da Refinaria (compressor C-2201, soprador SP-2201, turbogerador TB-5302);
- Turbinas auxiliares;

- Redutoras de pressão de 88,5 para 17,5 kgf/cm^2;
- Redutoras de pressão de 17,5 para 3,5 kgf/cm^2;
- Alívios de vapor para atmosfera.

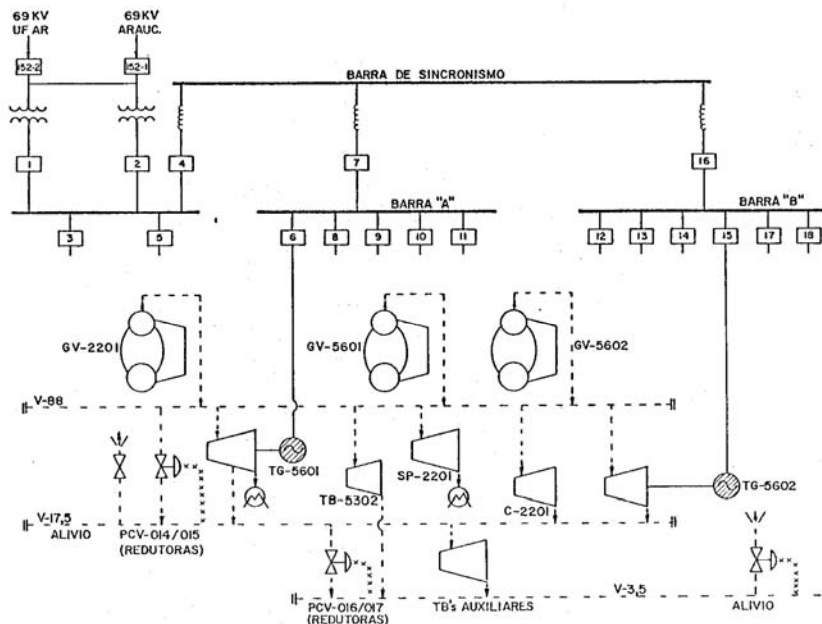



Figura 2.21 Sistema elétrico da REPAR.

O vapor gerado pelas caldeiras em alta pressão é admitido nos TG's gerando energia elétrica. Dos TG's o vapor sai em média pressão e é usado em grande escala nas unidades de processo, principalmente em acionamento.

Após os acionadores (turbinas auxiliares) o vapor é de baixa pressão, usado em aquecimento e torres das unidades. Uma parte deste retorna como condensado, sendo incorporado à água de alimentação das caldeiras.

Se, porventura, o vapor que está saindo das turbinas em média pressão não for suficiente para suprir os consumidores de vapor de média, as redutoras de pressão (de alta para média), entrarão em operação mantendo a pressão no coletor de média pressão constante.

Caso aconteça o contrário, esteja sobrando vapor de média, este excedente será aliviado para a atmosfera a fim de manter a pressão do coletor de média pressão constante. Do sistema de média pressão para o de baixa, a seqüência de eventos é a mesma.

Equilíbrio termo-elétrico é o ponto ótimo de operação do sistema, ou seja, o ponto mais econômico de operação. Este ponto é alcançado quando a geração de vapor de lata pressão é a mínima possível, consumindo menos combustível, e quando todas as redutoras e os alívios de pressão estão fechados, não havendo perda de energia.

A REPAR pode comprar energia elétrica da concessionária local, a Copel (Companhia Paranaense de Energia Elétrica), de acordo com a necessidade, operando com interligação em paralelo. Este fornecimento é efetuado através de duas linhas de alta tensão, uma aérea e outra subterrânea.

No entanto, em condições operacionais normais, a REPAR não compra energia. Em determinados períodos, exporta-se energia excedente para a COPEL, desde que existam disponibilidade e solicitação da concessionária.

A energia elétrica da refinaria, em 60 Hz, é constituída de cinco níveis de tensão:

- 69 kV tensão de entrada da COPEL;
- 13,8 kV tensão de geração na CAFOR e de distribuição às subestações internas;
- 2,4 kV tensão de alimentação dos motores de potência maior ou igual a 150 Hp;
- 480 V tensão de alimentação dos motores de 3/4 até 125 Hp;
- 240/120 tensão de alimentação dos circuitos de iluminação, sistemas de aquecimento e motores menores que 3/4 Hp.

Existe uma alimentação especial denominada Alimentador de Emergência, que garante segurança ao sistema elétrico distribuindo energia elétrica ao nível de 480V c.a. o qual alimenta outras cargas críticas de maior consumo. A REPAR ainda conta com Subestações que são áreas onde estão locados os dispositivos que permitem a manobra, transformação, medição e proteção dos circuitos elétricos.

2.2.5.4.2 UNIDADE DE TRATAMENTO DE DEJETOS INDUSTRIAIS

A Unidade de Tratamento de Despejos Industriais, UTDI, tem por objetivo remover a maior parte de impurezas das águas de rejeito da refinaria, de modo a lançar o efluente ao corpo d’água receptor dentro das normas estabelecidas pelos órgãos ambientais, sem alteração do equilíbrio ecológico.

Os principais poluentes hídricos e suas fontes são:

- Hidrocarbonetos: vazamentos, drenagem de tanques de petróleo,
- Cloretos: drenagem das dessalgadoras da unidade de destilação;
- Fenóis: tratamento cáustico dos produtos finais das unidades de destilação e craqueamento;
- Sulfetos: drenagem de soda gasta das unidades de destilação e craqueamento;
- Mercaptanas: tratamento Merox;
- Soda cáustica: tratamentos cáusticos das unidades:
- Amônia: correntes de águas ácidas das unidades de processo:
- Cianetos: correntes de águas ácidas da unidade de destilação;
- Despejos sanitários: descarga dos prédios da refinaria;
- Sólidos em suspensão: carregamento de materiais pelas águas pluviais;
- Metais pesados: correntes das unidades de processo;

O sistema de tratamento recebe a água e os agentes poluentes da refinaria através de um sistema de escoamento distribuído por toda a área da REPAR, o qual distribui-se da seguinte forma: Sistema de Águas Contaminadas, Sistema de Esgoto Oleoso e Sistema de Esgoto Sanitário. Tem-se ainda o Sistema de Águas Pluviais, que dá escoamento às águas da chuva, das áreas onde não há risco de poluição, diretamente para o Rio Barigüi, sem passar pelo SAO (Separador Água e Óleo) e pela UTDI. O diagrama de blocos apresentado na Fig. 2.22.

Observa-se que esta unidade dispõe de diversos sistemas de tratamento, com separadores, clarificadores, reator biológico aerado, floculador, dentre outros. Destacam-se os seguintes processos.

- **Separador Água e Óleo**

O Separador Água e Óleo, SAO, é o principal tratamento aplicado ao efluente hídrico da refinaria. Objetiva-se, através dessa separação, efetuar um tratamento físico primário para redução da quantidade de óleo e sólidos em suspensão, em níveis que não venham a comprometer o tratamento secundário subseqüente.

Este sistema de separação água-óleo é constituído pelos seguintes elementos principais: bacia de retenção, separador API, bacia de equalização.

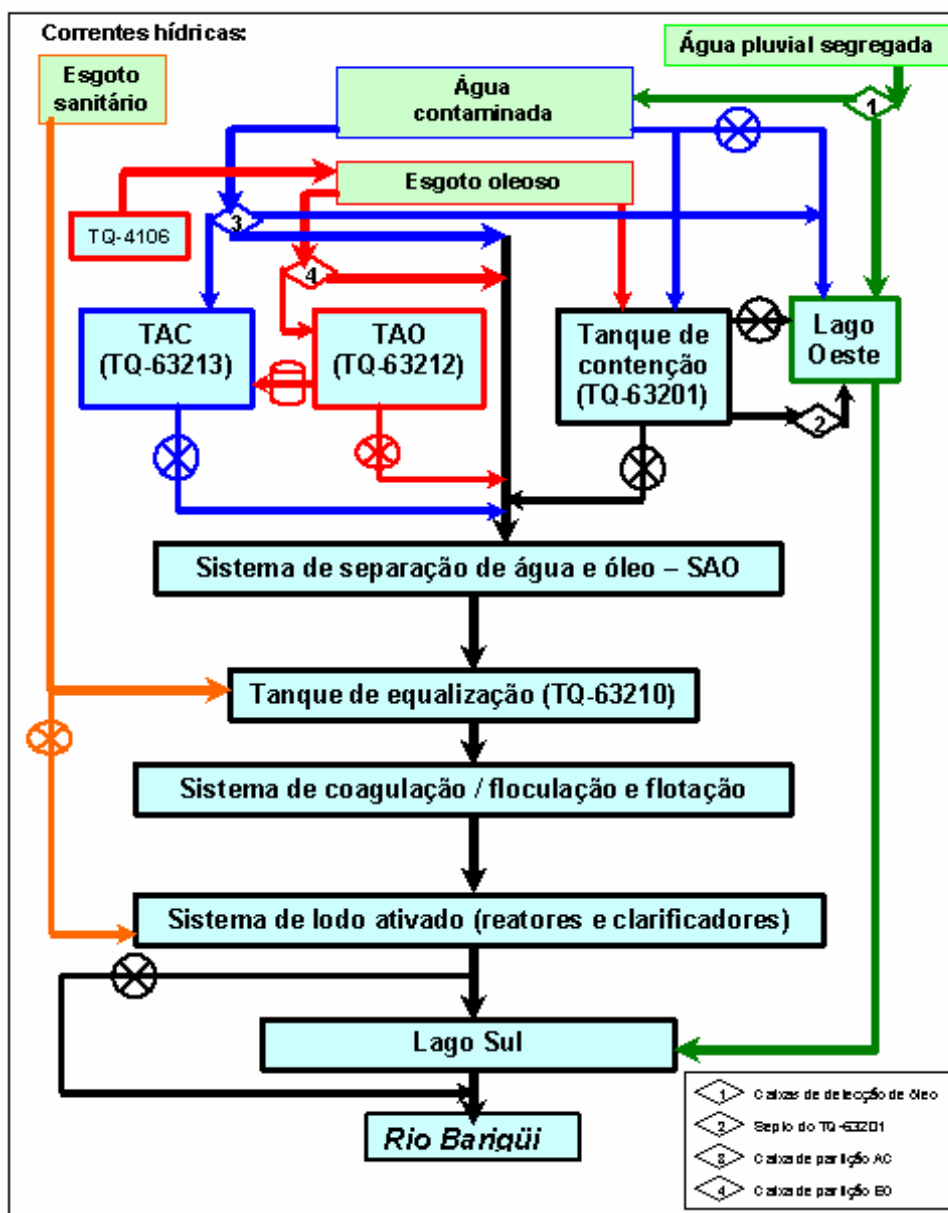



Figura 2.22 Sistema de tratamento de águas residuárias da REPAR.

- **Landfarming**

Fazendo parte da Unidade de Tratamento de Despejos Industriais tem-se o processo de Landfarming. Este tem como finalidade biodegradar a borra gerada no tratamento primário da UTDI e outros tipos de borras geradas na refinaria.

Basicamente, o Landfarming consiste em um processo biotecnológico que utiliza microorganismos do solo para tratamento de resíduos industriais/urbanos orgânicos biodegradáveis. Composto por um solo argiloso de baixa permeabilidade (evitando-se assim a contaminação do lençol freático), mantém-se uma população microbiana

aderida nas partículas do solo, que é colocada em contato com o resíduo a ser degradado (promove uma mistura íntima entre a borra oleosa e o solo, em condições favoráveis à biodegradação). A população microbiana que efetua a degradação dos resíduos adicionados ao Landfarming pode ser originária do próprio solo ou da inoculação com microorganismos selecionados para cada tipo de resíduo. Na maioria dos casos, para Landfarming de maior eficiência, o processo de degradação é aeróbico, predominando fungos e bactérias.

2.3 CURSOS DE ESPAÇO CONFINADO

No decorrer do estágio, foi realizado o curso de capacitação ministrado na REPAR, onde se teve a oportunidade do aprendizado de maior especificidade em diferentes áreas, como por exemplo o curso de espaço confinado.

Este curso teve duração de 16,0 *h*, sendo realizado com o objetivo de treinamento para a entrada em ambientes classificados como espaço confinado. A participação neste curso é de caráter obrigatório para obtenção da permissão para acesso em ambientes restritos a exemplo de interior de torres, vasos, caldeiras, etc.

O treinamento é realizado de forma a estabelecer requisitos mínimos para orientar, controlar e proteger os trabalhadores contra os riscos de entrada em espaço confinado. Além de estabelecer medidas para resgate de pessoas em situação de emergência. Dessa forma, ao longo do curso foram abordados os seguintes tópicos:

- Legislação:
  - MTE (Ministério do Trabalho);
  - NR-18 – Condições e meio ambiente de trabalho na indústria da construção;
  - ABNT – Associação Brasileira de Normas Técnicas;
  - NBR 14787 – Espaço confinado, prevenção de acidentes, procedimentos e medidas de proteção;
  - OSHA 1910.146 *Permit-required confined spaces*;
  - NIOSH;
  - *Working in confined spaces*.
- Definição de espaço confinado;
- Identificação dos espaços confinados;
- Normas e instruções internas;

- Permissão de Entrada – PT;
- Riscos dos espaços confinados;
- Controle dos riscos;
- Responsabilidades do pessoal envolvido;
- Serviços de emergência e resgate:
  - Resgate;
  - Primeiros socorros;
  - Proteção respiratória.

2.4 CONCLUSÃO

A primeira fase do estágio é de fundamental importância, uma vez que são obtidos conhecimentos dos processos de refino realizados na REPAR e a ambientação na companhia. Nesta etapa do estágio foram vistos todos os processos físicos e químicos pelo qual o petróleo passa desde sua chegada pelo óleo duto até ser transformado em produtos de valor agregado e a sua comercialização. Também foi possível conhecer os diferentes setores da Refinaria e como eles atuam.

Nesta primeira etapa, foram realizadas visitas à área industrial, estudaram-se os procedimentos de controle das plantas, acompanharam-se as rotinas dos operadores, a rotina de comunicação entre os operadores, a troca de turno, e também conhecimento técnico, através de apostilas de treinamento dos operadores, os quais trabalham com segurança.

A melhor satisfação desta primeira etapa do estágio é o conhecimento adquirido dos equipamentos em sua performance industrial, tanto em termos de complexidade operacional quanto em termos de eficiência de produção.

2.5 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Equipe Petrobras; *Processos de Refino*; Curso de Formação de Operadores de Refinaria; 2002;

Equipe Petrobras; *Transferência e Estocagem*; Curso de Formação de Operadores de Refinaria; 2002;

Equipe Petrobras; *Tratamentos*; 2007.

CAP III DIMENSIONAMENTO DE VÁLVULA DE CONTROLE

SUPERVISOR: ANDERSON DAGOSTIN PAVEI

3 INTERLIGAÇÃO DA LINHA DE GOL A LINHA DE CARGA DA U-HDS

3.1 INTRODUÇÃO

A Unidade de Destilação (U-2100) foi projetada para processar uma carga de 20.000 m^3/d com flexibilidade operacional para processar a maioria dos petróleos existentes, produzindo os seguintes produtos: GLP, Nafta Leve, Nafta Pesada, Aguarrás, Querosene de Iluminação, Querosene de Aviação a Jato, Diesel Leve, Diesel Pesado, Gasóleo Leve, Gasóleo Pesado, Resíduo de Vácuo, Óleo Combustível e Asfalto.

Ao longo do seu funcionamento, esta unidade vem sofrendo várias modificações no seu projeto original, as quais utilizam novas tecnologias para atender às necessidades do mercado, como demanda de determinados produtos, tipo de petróleo e capacidade de processamento (atualmente de 30.000 m^3/d), além de melhoria na flexibilidade operacional, conservação e recuperação de energia, segurança operacional e preservação do meio ambiente.

Na Destilação Atmosférica pode-se destacar as seguintes modificações:

a) As modificações nos internos da torre de destilação atmosférica, cujo objetivo foi aumentar a produção e melhorar a qualidade de Diesel na T-2103, apresentada na Fig. 3.1.

b) As substituições do material dos pontos críticos do sistema, de aço carbono por aço liga, para adequar ao processamento de Petróleo Naftênico, visto que este tipo de petróleo apresenta características corrosivas ao aço carbono.

Contudo, a torre T-2103 apresentou problemas em seus componentes internos, fato este que teve como conseqüência uma degradação do diesel pesado no resíduo atmosférico – RAT. Segundo o processo de destilação, o resíduo atmosférico alimenta a torre de destilação a vácuo, T-2105, sendo que diesel pesado é um componente leve, o qual sai na corrente de topo, juntamente com o gasóleo leve – GOL.

Devido o GOL ter um valor agregado inferior ao Diesel, em estudos anteriores, uma das soluções proposta para este problema foi enviar parte do GOL para a Unidade de Hidrodessulfurização – HDS, tendo-se como produto final o Diesel Hidratado. Tal proposta foi baseada no fato de o GOL e o Diesel Pesado apresentarem propriedades físicas semelhantes, não prejudicando a operação desta unidade e a especificação do produto final.

Assim, este presente trabalho tem como objetivo o dimensionamento de uma válvula de controle para controlar a vazão de GOL enviado a esta unidade.

Figura 3.1 Torre Destilação Atmosférica (T-2103).

3.2 METODOLOGIA DE CÁLCULO

Para o dimensionamento da válvula de controle foi utilizado o programa Vc50, utilizando as propriedades do fluido na temperatura de operação e aplicando as seguintes vazões para a corrente de GOL em questão:

- Vazão normal de 900 m³/d, vazão máxima de 1300 m³/d;

As propriedades do fluido foram obtidas através de análises de laboratório do diesel pesado, uma vez que estas são muito similares as do GOL:

- **Densidade a 20ºC:** 906,4 kg/m³;
- **Viscosidade Cinemática a 40ºC:** 22,66 cSt;

- **Viscosidade Cinemática a 50ºC:** 15,35 cSt;

A temperatura de operação na linha de GOL é de aproximadamente 80ºC, tal que as propriedades do fluido nesta temperatura são:

- **Densidade a 80ºC:** 868,19 kg/m³;
- **Viscosidade a 80ºC:** 5,43 cP;

O projeto de uma válvula de controle no programa Vc50 é baseado nas pressões a montante e a jusante deste elemento primário. Dessa forma, essas pressões foram determinadas através do cálculo da perda de carga na linha.

Sabendo-se que a pressão na linha de GOL é influenciada pela válvula de controle de vazão, FRC-2173, cuja função é manter o nível estável na T-2105. A pressão a jusante deste elemento é de 8,45 kgf/cm² (g), sendo esta a pressão a montante considerada da nova válvula. Para o cálculo da pressão a jusante, foram considerados dois trechos para o cálculo de perda de carga.

- **Trecho 1:** partindo-se da pressão de sucção das bombas B-2631 A/B, que alimentam a Unidade HDS, até o ponto de introdução da nova linha de GOL;
- **Trecho 2:** partindo-se do ponto de introdução da linha de GOL até a montante da nova válvula;

A Figura 3.2 apresenta um esquema simplificado do sistema existente com a proposta de introdução da linha de GOL na linha de diesel com a referida válvula de controle.

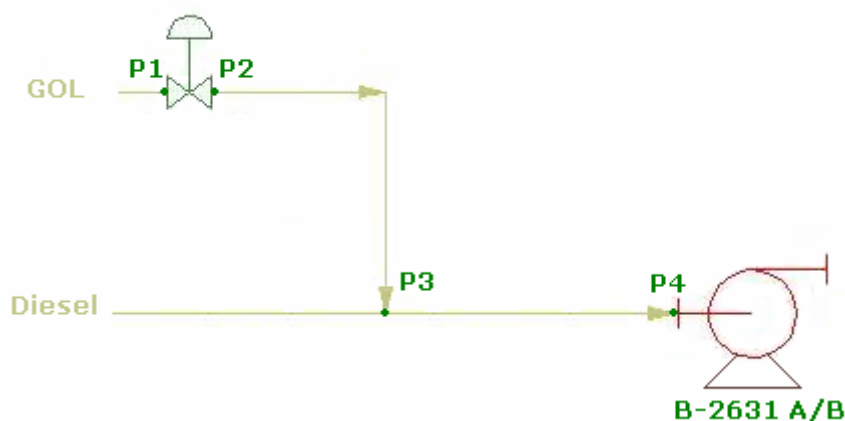



Figura 3.2 Esquema simplificado de alimentação da carga na U-HDS.

Sabendo-se que a pressão de sucção da bomba é de 1,9 kgf/cm² (g.) e que a linha de Diesel está sujeita a uma vazão normal igual a 2800 m³/d, e uma vazão máxima de 4000 m³/d, à uma temperatura igual a 55ºC, tem-se as seguinte propriedades do fluido:

- **Densidade a 55ºC:** 884,3 kg/m³;
- **Viscosidade a 55ºC:** 11,39 cP;

Assim, a pressão na linha de diesel para a HDS é de 3,61 kgf/cm² (g), quando se operando em condição normal e, 3,89 kgf/cm² (g) em condição máxima, resultando em uma pressão a jusante da válvula de controle igual 2,94 kgf/cm² (g) em condição normal e 3,39 kgf/cm² (g) em condição máxima. Dessa forma, a perda de carga estimada na válvula é de 5,51 kgf/cm² e 5,06 kgf/cm², em condições normal e máxima, respectivamente.

3.2.1 DIMENSIONAMENTO DA VÁLVULA

O dimensionamento da válvula de controle foi realizado com o auxílio do programa Vc50, onde o tipo de válvula escolhido foi globo dupla sede. A Figura 3.3 apresenta a interface do mesmo e o resultado obtido para o Cv requerido da válvula.

Figura 3.3 Dimensionamento da válvula de controle.

Como se tem uma válvula globo do tipo dupla sede disponível, foi realizada a verificação se esta atende os requisitos. A válvula foi fabricada pela HITER, modelo 901, Cv especificado de 73, diâmetro igual a 3" e atuação de controle igual percentagem. As Figs 3.4 a 3.7 apresentam os resultados.

```
                                              CENPES/DIPRIND COPPE
   ***************** DADOS DO PROCESSO *****************

      TAG  NUMBER                  = FRC-2631XXX

      FLUIDO                       = GOL
      ESTADO FISICO                =  LIQUIDO
      VAZAO NAS CONDICOES NORMAIS  =      37.5000 m3/h
      VAZAO NA  CONDICAO  MAXIMA   =      54.1875 m3/h
        - PERCENTUAL DA NORMAL     =     144.50   %
      PRESSAO A MONTANTE (NORMAL)  =         9.37 kgf/cm2 abs
      PRESSAO A JUSANTE  (NORMAL)  =         3.86 kgf/cm2 abs
      PRESSAO A MONTANTE (MAXIMA)  =         9.37 kgf/cm2 abs
      PRESSAO A JUSANTE  (MAXIMA)  =         4.31 kgf/cm2 abs
      DIAMETRO A MONTANTE DA VALV.=          3.00 polegadas
      DIAMETRO A JUSANTE  DA VALV.=          3.00 polegadas
      TEMPERATURA DO FLUIDO        =        80.00 C
```

Figura 3.4 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                              CENPES/DIPRIND COPPE
      DENSIDADE RELATIVA (@ op.)   =         .8684
      VISCOSIDADE DO FLUIDO        =        5.4300
      PRESSAO DE VAPORIZACAO       =          .00 Kgf/cm2 abs
      PRESSAO CRITICA              =        14.80 Kgf/cm2 abs
```

Figura 3.5 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                              CENPES/DIPRIND COPPE

   ****************************************************

   VALVULA GLOBO SEDE DUPLA - CONTORNO
   CARACTERISTICA DA VALVULA       = IGUAL PERCENTAGEM
      Cv   S/CORR. VISC. - NORMAL  =         17.44
      Cv   S/CORR. VISC. - MAXIMO  =         26.30
      Cv   C/CORR. VISC. - NORMAL  =         17.61
      Cv   C/CORR. VISC. - MAXIMO  =         26.50
      Cv   REQUERIDO               =         29.44
      Cv   ESPECIFICADO            =         73.00

   ****************************************************

      FATOR DE FLUXO CRITICO (FL)  =         .8500
      FATOR FL CORRIGIDO    (FLR)  =         .8500
      FATOR DE REDUCAO      (FP)   =        1.0000
      FATOR DE CORRECAO DEVIDO AO NUMERO DE REYNOLDS
            REYNOLDS  (NORMAL)     =         .9904
            REYNOLDS  (MAXIMO)     =         .9924
```

Figura 3.6 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                                    CENPES/DIPRIND COPPE
      ****************************************************

         DIAMETRO DA VALVULA          =          3.00 polegadas
         DIAMETRO MINIMO ADMISSIVEL   =          2.06 polegadas
         VELOCIDADE DE ESCOAMENTO     =          3.30 m/s
         VAZAO EM % (CVn/CVesp)       =         24.12 %
         VAZAO EM % (CVm/CVesp)       =         36.30 %

      ****************************************************

          NIVEL DE RUIDO NAO CONSIDERAVEL PARA CONDICAO NORMAL
          NIVEL DE RUIDO NAO CONSIDERAVEL PARA CONDICAO MAXIMA
```

Figura 3.7 Dimensionamento da Válvula de controle.

Utilizando-se da mesma metodologia, foi dimensionada a válvula para uma situação de vazão mínima como segue abaixo,

- Vazão na linha de GOL em 400 m³/d;
- Vazão na linha de diesel em 2500 m³/d.

Com estas vazões a pressão na linha de diesel foi de 3,55 kgf/cm², resultando em uma pressão a jusante na válvula de controle igual a 2,75 kgf/cm². Com esses dados e com o auxílio do programa Vc50, foram obtidos os resultados apresentados nas Figs. 3.8 a 3.11.

```
                                                    CENPES/DIPRIND COPPE
      ***************** DADOS DO PROCESSO ****************

         TAG  NUMBER                  = FRC-21XXX

         FLUIDO                       = GOL
         ESTADO FISICO                =  LIQUIDO
         VAZAO NAS CONDICOES NORMAIS  =      16.7000 m3/h
         VAZAO NA  CONDICAO  MAXIMA   =      37.5750 m3/h
           - PERCENTUAL DA NORMAL     =     225.00    %
         PRESSAO A MONTANTE (NORMAL)  =          9.37 kgf/cm2 abs
         PRESSAO A JUSANTE  (NORMAL)  =          3.67 kgf/cm2 abs
         PRESSAO A MONTANTE (MAXIMA)  =          9.37 kgf/cm2 abs
         PRESSAO A JUSANTE  (MAXIMA)  =          3.86 kgf/cm2 abs
         DIAMETRO A MONTANTE DA VALV.=           3.00 polegadas
         DIAMETRO A JUSANTE  DA VALV.=           3.00 polegadas
         TEMPERATURA DO FLUIDO        =         80.00 C
```

Figura 3.8 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                                   CENPES/DIPRIND COPPE
           DENSIDADE RELATIVA (@ op.)     =         .8684
           VISCOSIDADE DO FLUIDO          =        5.4300
           PRESSAO DE VAPORIZACAO         =          .00 Kgf/cm2 abs
           PRESSAO CRITICA                =        14.81 Kgf/cm2 abs
```

Figura 3.9 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                                   CENPES/DIPRIND COPPE

        ****************************************************

        VALVULA GLOBO SEDE DUPLA - CONTORNO
        CARACTERISTICA DA VALVULA      = IGUAL PERCENTAGEM
           Cv  S/CORR. VISC. - NORMAL  =         7.64
           Cv  S/CORR. VISC. - MAXIMO  =        17.47
           Cv  C/CORR. VISC. - NORMAL  =         7.92
           Cv  C/CORR. VISC. - MAXIMO  =        17.64
           Cv  REQUERIDO               =        19.60
           Cv  ESPECIFICADO            =        73.00

        ****************************************************

           FATOR DE FLUXO CRITICO (FL) =         .8500
           FATOR FL CORRIGIDO     (FLR) =         .8500
           FATOR DE REDUCAO       (FP) =        1.0000
           FATOR DE CORRECAO DEVIDO AO NUMERO DE REYNOLDS
                 REYNOLDS  (NORMAL)    =         .9646
                 REYNOLDS  (MAXIMO)    =         .9904
```

Figura 3.10 Dimensionamento da Válvula de controle.

```
                                                   CENPES/DIPRIND COPPE

        ****************************************************

           DIAMETRO DA VALVULA           =         3.00 polegadas
           DIAMETRO MINIMO ADMISSIVEL    =         1.72 polegadas
           VELOCIDADE DE ESCOAMENTO      =         2.29 m/s
           VAZAO EM % (CVn/CVesp)        =        10.84 %
           VAZAO EM % (CVm/CVesp)        =        24.17 %

        ****************************************************

            NIVEL DE RUIDO NAO CONSIDERAVEL PARA CONDICAO NORMAL
            NIVEL DE RUIDO NAO CONSIDERAVEL PARA CONDICAO MAXIMA
```

Figura 3.11 Dimensionamento da Válvula de controle.

A partir da Fig. 3.11, observa-se que a vazão em percentagem da válvula está entre 10,84% e 24,17% para as vazões mínima e máxima, respectivamente. Com uma curva característica de uma válvula com atuação igual percentagem, foi construído o gráfico da Fig. 3.12, o qual apresenta a faixa de abertura desta válvula.

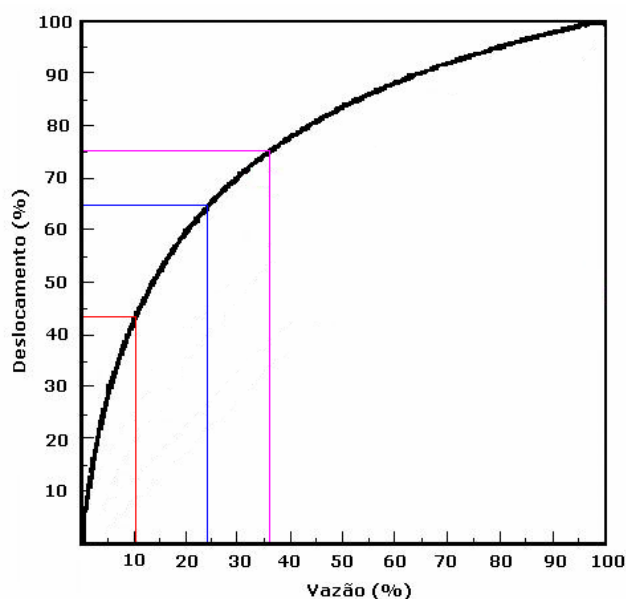



Figura 3.12 Curvas de abertura da válvula em função da vazão para as vazões (—) mínima, (—) normal e (—) máxima.

A partir dos resultados apresentados, observa-se que a válvula disponível com Cv especificado igual a 73 irá atender a operação tanto para uma situação de mínima vazão quanto para a máxima, onde a válvula se encontrará com 43% e 75% de abertura, respectivamente.

3.3 CONCLUSÕES

De acordo com os resultados obtidos, apresentados na Fig. 3.12, observa-se que válvula disponível atende as especificações. Sabe-se que quando a perda de carga se concentra na válvula, como é o caso, o mais indicado é a implementação de uma válvula com atuação linear. Contudo, nota-se que apesar desta ter atuação igual percentagem, a sua faixa de operação é satisfatória, entre 40 e 80% de abertura, não se encontrando no início da curva, o que seria prejudicial. Dessa forma, conclui-se que a válvula, antiga FRC-2114, pode ser instalada no local para o controle de vazão de GOL para a U-HDS.

3.4 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Crane, *Flow of Fluids Through Valves Fittings and Pipe,* Publication 410M (metric Edition), Crane Co.

3.5 ANEXOS

ANEXO I: MEMORIAL DE CÁLCULO

Segue os cálculos realizados para a perda de carga na linha de GOL que está sendo introduzida na HDS por meio da linha de carga de diesel. Na Tabela 3.1 é apresentada a nomenclatura utilizada.

Tabela 3.1 Simbologia

Símbolo	Definição	Unidade
Área	Área da seção transversal da tubulação	m^2
D	Diâmetro da tubulação	m
D	Diâmetro da tubulação	mm
ΔP_{alt}	Perda de carga devido à altura	kgf/cm^2
Ff	Fator de fricção	
K	Coeficiente de resistência	
P_1	Pressão absoluta a montante do trecho	kgf/cm^2
P_2	Pressão absoluta a justante do trecho	kgf/cm^2
P_3	Pressão absoluta da carga de diesel	kgf/cm^2
P_4	Pressão absoluta na sucção da B-2631 A/B	kgf/cm^2
Q	Vazão volumétrica	m^3/h
Re	Número de Reynolds	
Re_{TT}	Número de Reynolds limite para regime totalmente turbulento	
$\overline{V}$	Volume específico	m^3/kg
V	Velocidade	m/s
W	Vazão mássica	kg/s
Letras gregas	**Definição**	**Unidade**
α	Metade do ângulo de convergência/ divergência em expansões/reduções.	rad
B	Razão entre diâmetros em expansões e reduções	
ε	Rugosidade da tubulação	mm

ε_R	Rugosidade relativa da tubulação	
P	Massa específica	kg/m^3

3.5.1 CÁLCULO DAS PROPRIEDADES DO DIESEL

Como se tem duas linhas – de GOL e de diesel – em temperaturas distintas, foi necessário calcular as propriedades do diesel nas temperaturas 80 e 55ºC. Como as propriedades do GOL são muito similares as do diesel, as propriedades do primeiro foram base para todos os cálculos devido a facilidade de obtenção destes dados através do iLab.

Tanto a densidade quanto a viscosidade foram calculadas com a ajuda do suplemento do Microsoft Excel CalcProc. Tal que o cálculo da viscosidade foi baseada nas viscosidades a 40 e 50ºC. Enquanto o cálculo da densidade foi baseado no Ponto de Ebulição Médio Molar pelo Método de Watson (PEMMw), onde o resultado é obtido a partir de dados de destilação ASTM D-86, Tabela3.2.

Tabela 3.2 Dados da destilação D-86.

Método D-86 do Diesel Pesado	Temperatura (ºC)
Ponto Inicial de Ebulição	266
10% Recuperado	329
20% Recuperado	353
30% Recuperado	370
50% Recuperado	391
70% Recuperado	409
80% Recuperado	419
90% Recuperado	438
Ponto Final de Ebulição	473
PEMMw	**377,12**

Os resultados obtidos foram os seguintes:

- **Densidade a 80ºC:** 868,19 kg/m³;
- **Densidade a 55ºC:** 884,3 kg/m³;
- **Viscosidade a 80ºC:** 5,4344 cP;
- **Viscosidade a 55ºC:** 11,3944 cP;

3.5.2 CÁLCULO DA VELOCIDADE

a) Linha do Gol

Para a vazão normal de 900 m³/dia,

$$v = \frac{Q(m^3/d)}{A(m^2)*24(h/d)*3600(s/h)} \tag{3.1}$$

Sabendo-se que a linha de GOL é tubo aço comercial de 4 in de diâmetro nominal e Schedule 40, tal que o seu diâmetro interno é de 0,1023 m.

$$v = \frac{900(m^3/d)}{0{,}00822(m^2)*24(h/d)*3600(s/h)}$$

$$v = 1{,}2673 m/s$$

b) Linha do Diesel

Para a vazão normal de 2800 m³/dia, sabendo-se que a linha de diesel é tubo aço comercial com 8 in de diâmetro nominal Schedule 20 e 40, sendo que o seu diâmetro interno é de 0,2064 m e 0,2027 m, respectivamente, será demonstrado apenas o cálculo para o primeiro caso.

$$v = \frac{2800(m^3/d)}{0{,}03346(m^2)*24(h/d)*3600(s/h)}$$

$$v = 0{,}968 m/s$$

3.5.3 CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho(kg/m^3)*v(m/s)*d(mm)}{\mu(cP)} \tag{3.2}$$

Demonstrando o cálculo apenas para a linha de GOL,

$$\text{Re} = \frac{868{,}194(kg/m^3)*1{,}2673(m/s)*102{,}3(mm)}{5{,}4344(cP)}$$

$$\text{Re} = 20711{,}91$$

3.5.4 CÁLCULO DA RUGOSIDADE RELATIVA

A partir da Tabela 3.3 foi possível determinar a rugosidade relativa utilizando a Equação (3.3).

Tabela 3.3 Rugosidade absoluta equivalente da areia. Fonte: Escoamento de Fluidos, Cálculo de Tubulações e Seleção de Bombas - Programa de Formação Petrobras - 2005, Engenheiro de Processamento Júnior.

Material	Rugosidade Absoluta (ε_s - mm)
Tubo Estirado	0,001524
Aço Comercial	0,04572
Ferro Fundido Asfaltado	0,12192
Ferro Galvanizado	0,1524
Ferro Fundido	0,25908
Madeira	0,18288 – 0,9144
Concreto	0,3048 – 3,048
Aço Rebitado	0,9144 – 9,144

$$\varepsilon_r = \frac{\varepsilon_s(mm)}{d(mm)} \quad (3.3)$$

$$\varepsilon_r = \frac{0{,}04572(mm)}{102{,}3(mm)}$$

$$\varepsilon_r = 0{,}000446921$$

3.5.5 CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS TOTAL TURBULENTO

Trata-se do parâmetro necessário para determinar se o regime de escoamento é totalmente turbulento ou não, definido pela Eq. (3.4).

$$\mathrm{Re}_{TT} = \frac{560}{\varepsilon_r} \tag{3.4}$$

$$\mathrm{Re}_{TT} = \frac{560}{0{,}000446921}$$

$$\mathrm{Re}_{TT} = 1253017{,}87$$

3.5.6 CÁLCULO DO FATOR DE FRICÇÃO (FF)

O fator de fricção depende do tipo de escoamento, logo, o cálculo do fator de fricção depende dos valores do número de Reynolds e Reynolds Total Turbulento, como segue nas Eq. (3.5) a (3.8).

a) Para Re ≤ 2000;

$$ff = \frac{64}{\mathrm{Re}} \tag{3.5}$$

b) Para Re ≤ 4000;

$$ff = \frac{[-2{,}0444\,(\frac{\mathrm{Re}}{1000})^5 \times +36{,}834\,(\frac{\mathrm{Re}}{1000})^4 - 262{,}78\,(\frac{\mathrm{Re}}{1000})^3 + 923{,}59\,(\frac{\mathrm{Re}}{1000})^2 - 1586{,}5\,(\frac{\mathrm{Re}}{1000}) + 1090{,}4]}{1000} \tag{3.6}$$

c) Para Re ≤ Re_{TT};

$$ff = [-2\,Log\,(\frac{2{,}51}{\mathrm{Re} \times \sqrt{ff}}) + \frac{\varepsilon_R}{3{,}7}\,]^{-2} \tag{3.7}$$

d) Para Re > Re_{TT};

$$ff = [2\,Log\,(\frac{3{,}7}{\varepsilon_R})]^{-2} \tag{3.8}$$

Neste caso, aplicou-se a Eq. (3.7) para os trechos retos e a Eq. (3.8) para os acessórios. Como a Eq. (3.7) necessita de um procedimento iterativo devido à dependência com a raiz do fator de fricção, a estimativa inicial utilizada nos cálculos é determinada pela Eq. (3.8).

$$ff = [2\,Log\,(\frac{3,7}{\varepsilon_R})]^{-2}$$

$$ff = [2\,Log\,(\frac{3,7}{0,000446921})]^{-2}$$

$$ff = 0,016286$$

$$ff = [-2\,Log\,(\frac{2,51}{\text{Re} \times \sqrt{ff}}) + \frac{\varepsilon_R}{3,7}\,]^{-2}$$

$$ff = \left[-2Log\left(\frac{2,51}{20712,26 * \sqrt{0,016286}}\right) + \frac{0,000446921}{3,7}\right]^{-2}$$

$$ff = 0,02736$$

O resultado gerado é utilizado como próxima estimativa, até que ambos os resultados convergem. Tal que o resultado final para o fator de fricção para os trechos retos é igual a,

$$ff = 0,02663276.$$

3.5.7 CÁLCULO DO COEFICIENTE DE RESISTÊNCIA (K)

O coeficiente de resistência depende também do tipo de escoamento através do fator de fricção, sendo ele definido pela Eq. (3.9) para os trechos retos, onde o comprimento total (L) é a soma de todos os trechos lineares.

$$K = ff \times \frac{L(m)}{D(m)} \tag{3.9}$$

$$K = 0,02663276 \times \frac{30,7605(m)}{0,1023(m)}$$

$$K = 8,00818$$

Já o fator de fricção para os acessórios não depende do tipo de escoamento sendo sempre utilizado o resultante para regime totalmente turbulento, Eq (3.8). Adicionalmente, o fator L/D encontrado no livro Crane valves - “Flow of fluids through

valves, fittings and pipe - Metric edition", 1999, correspondente a cada tipo de acessório é apresentado na Tabela 3.5.

Tabela 3.4 Relação de L/D para diferentes acessórios

Acessório	L/D
Curva de 90º	30
Curva de 45º	16
Válvula Gaveta	8
Válvula Globo	340
Tê (fluxo)	20
Tê (derivação)	60
Saída de tubo	1
Entrada de tubo	0,78
Flange	1,78

Dessa forma, o coeficiente de resistência dos acessórios é calculado a partir da Eq. (3.10).

$$K = ff \times \frac{L(m)}{D(m)} \times quantidade \qquad (3.10)$$

Sabendo-se que na linha de GOL existem 11 curvas de 90º, tem-se,

$K = 0{,}016286 \times 30 \times 11$

$K = 5{,}37438$

No caso de reduções e expansões, o coeficiente não depende do fator de fricção, e sim do ângulo da expansão/redução, sendo este calculado pela Eq. (11).

$$\theta(rad) = 2\left[arctg\left(\frac{d_2 - d_1}{2 \times F} \right) \right] \qquad (3.11)$$

Onde, segundo Crane (1999), para uma tubulação de 4 in, F assume o valor de 101,6, enquanto que para uma de 8 in de diâmetro, é 152,4.

a) Redução

$$K = \frac{0,8 \times sen\frac{\theta}{2} \times \left(1-\beta^2\right)}{\beta^4} \quad (3.12)$$

b) Expansão

$$K = \frac{\left(1-\beta^2\right)^2}{\beta^4} \quad (3.13)$$

O valor de β tanto para a Eq. (3.12) quanto para a (3.13), é calculado como demonstra a Eq. (14).

$$\beta = \frac{d_1}{d_2} \quad (3.14)$$

Enfatiza-se que o subscrito 1 define as dimensões do diâmetro menor, enquanto o subscrito 2 define o maior.

3.5.8 CÁLCULO DA PERDA DE CARGA

Para este caso, a Eq. (3.15) apresenta a Equação de Bernoulli resultante,

$$\frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \Delta z + l_w = 0 \quad (3.15)$$

Onde l_w foi calculado da seguinte forma,

$$l_w = \frac{(K_{trechos} + K_{acessórios}) \times v^2 (m/s)^2}{2 \times g(m/s^2)} \quad (3.16)$$

$$l_w = \frac{(8,00818 + 14,65) \times 1,2673^2 (m/s)^2}{2 \times 9,7872(m/s^2)}$$

$$l_w = 1,86m$$

A diferença de elevação entre o ponto final e o ponto inicial da linha de GOL é igual a,

$$\Delta z = -9,63m$$

Observa-se que o sinal negativo é devido ao fato de o ponto final estar numa elevação menor, o que faz com que o fluido ganhe carga devido a energia potencial. Assim,

$$\frac{\Delta P}{868{,}194 \times 9{,}7872} - 9{,}63 + 1{,}86 = 0$$

$$\Delta P = 66023{,}15 Pa$$
$$\Delta P = 0{,}6732488 \text{kgf/cm}^2$$

Contudo, para se obter o valor inicial da linha de GOL – a jusante da válvula de controle – foi necessário partir do valor final da linha de diesel com a pressão de sucção da bomba B-2631 A/B, onde obteve-se uma perda de carga quando operando em condição normal igual a,

$$\Delta P = -1{,}713 kgf/cm^2$$
$$P_3 = P_4 - \Delta P$$
$$P_3 = 2{,}82 + 1{,}713$$
$$P_3 = 4{,}53 kgf/cm^2 \text{ (abs)}$$

A partir da pressão na linha de diesel, pode-se encontrar a pressão a jusante da válvula de controle em condição norma,

$$P_2 = P_3 - \Delta P$$
$$P_2 = 4{,}53 - 0{,}6732488$$
$$P_2 = 3{,}857 kgf/cm^2 \text{ (abs)}$$

Concluindo, tem-se então a perda de carga estimada na válvula de controle igual a 5,513 kgf/cm^2 (abs).

CAP IV ESTUDO DE VÁLVULA DE SEGURANÇA E ALÍVIO

SUPERVISOR: JUSCELINO JOUCOWSKI

4 INSTALAÇÃO DE VÁLVULA DE SEGURANÇA EM VASO DE SOLVENTE

4.1 INTRODUÇÃO

As válvulas de segurança e alívio são aplicadas em processos industriais e devem ser consideradas como ferramentas necessárias para a execução de um Programa de Segurança bem sucedido. As unidades químicas de processo industrial, como plantas de produção de produtos químicos, refinarias de petróleo e plantas petroquímicas, bem como sistemas de geração de vapor, são projetadas para operar sob altas pressões ou baixas temperaturas, onde no projeto destas unidades, os equipamentos e tubulações são dimensionados para resistir a estas condições de operação.

Contudo, apesar do grande grau de controle sobre as condições operacionais, eventualmente ocorrem elevações anormais de pressão que excedem os valores considerados aceitáveis pelo projeto dos equipamentos, e não são controladas pelos sistemas de controle ou operadores. Essas elevações anormais de pressão, não controladas pelos meios normais, se devem a reações químicas, falhas nos sistemas de utilidades, bloqueio indevido em descarga de bombas ou compressores, fogo externo aos equipamentos e etc. Para tanto, são empregadas válvulas de segurança e alívio.

Mais do que uma preocupação em atuar sobre os equipamentos protegidos e seus dispositivos de segurança, o profissional envolvido com essa área deve conhecer com profundidade também as características do processo, o envolvimento de todo o conjunto com o meio ambiente e, os fatores que devem ser analisados para garantir o melhor resultado operacional.

De modo geral, as válvulas de segurança devem abrir na pressão especificada e permitir a passagem de uma quantidade suficiente de fluido de modo a evitar que a pressão no equipamento protegido exceda a pressão máxima admissível. Contudo, a escolha de uma válvula de segurança e ou alívio adequada requer conhecimento das condições de processo e das causas que podem provocar excesso de pressão.

Os vasos V-2501 A/B da Unidade de Desasfaltação, U-2500, compõem o sistema de acúmulo de alta pressão, onde estes recebem o solvente recuperado nos permutadores e na torre de extração do solvente (T-2502), além do proveniente da transferência do vaso de média pressão V-2502. Atualmente, os vasos V-2501 A/B encontram-se apenas com uma válvula de segurança para casos em que haja anormalidade operacional, porém, esta não fornece a vazão necessária de solvente para o caso de incêndio.

Dessa forma, este trabalho tem como objetivo adequar os vasos de acúmulo de solvente ao Sistema de Segurança a partir da implementação de válvula de segurança no topo dos vasos. Dessa forma, o dimensionamento desta válvula foi baseado para o caso fogo, devido a alta possibilidade de haver incêndio nas imediações do vaso.

4.2 METODOLOGIA DE CÁLCULO

Os cálculos foram baseados na norma API RP 521, a qual é um guia prático recomendado para engenheiros de *design,* instalação e operação de sistema de alívio de pressão. Segundo esta norma, a quantidade de calor absorvido (Q_{abs}) em um vaso sob fogo depende da composição do fluido e o grau com que o vaso está envolvido em fogo (F),o qual, segundo a norma, para um vaso é igual a 1. A Eq. (4.1) apresenta o cálculo para o Q_{abs}.

$$Q_{abs} = 21000 \times F \times A^{0,82} \tag{4.1}$$

Onde Q_{abs} = calor absorvido (Btu/h);

F = fator de envolvimento;

A = área molhada (ft^2).

O vaso pode conter líquido ou vapor ou ambas as fases. Neste caso, os V-2501 A/B contêm GLP intermediário líquido com a composição apresentada na Tabela 4.1. O fluido se apresenta na fase líquida em temperatura e pressão de operação igual a 53ºC e 22,0 kgf/cm^2 (g), respectivamente. Contudo, pode se apresentar como vapor no período em que ocorrer fogo, quando há um aumento da temperatura e pressão.

A pressão com que a válvula irá atuar é denominada de pressão de alívio e calculada segundo a Eq. (4.2).

$$P_{alívio} = P_{ajuste} + P_{ajuste} \times P_{sobre-pressão} \quad (4.2)$$

Onde P_{ajuste} = pressão medida a montante da válvula em que se inicia a sua aberta, (kgf/cm^2);

$P_{sobre\ pressão}$ = é o aumento da pressão, além da pressão ajustada no dispositivo de alívio, (%);

Sabe –se que a pressão de projeto do V-2501 é igual a 34,5 kgf/cm^2 (g), sendo que esta foi considerada a pressão de ajuste. Já a sobrepressão para o caso fogo é igual a 21%. Assim, a pressão de alívio resultante é igual a 42,67 kgf/cm^2 (g), sendo esta a pressão máxima em que o equipamento estará submetido, da mesma forma o fluido.

A partir do uso das facilidades permitidas em um simulador estático, PETROX, foi possível obter as condições do GLP intermediário nesta condição de operação. Nesta pressão de alívio, a temperatura de alívio é igual a 118,34ºC, e as entalpias do líquido saturado e do vapor saturado são iguais a 4,7 kcal/kg e 8,5 kcal/kg, respectivamente.

Segundo a API RP 521, no caso de vaporização de líquido, a massa vaporizada é estimada dividindo-se Q_{abs} pelo Δh_{vap}, onde o vapor a ser aliviado é o vapor em equilíbrio com o líquido nas condições de alívio. Tal que o calor latente usado na estimativa da taxa de vaporização deverá ser referente às condições que são capazes de gerar maiores taxas de vapor. Para tanto então, foi considerada a condição mais crítica, quando o vaso se encontra com nível de líquido igual a 95%, a qual ocorre quando um dos vasos (V-2501 A ou V-2501 B) se encontra em manutenção, ou quando é necessário realizar a reposição de inventário.

Um dos fatores para realizar a reposição de inventário é o parâmetro de controle da qualidade de solvente de extração, o percentual volumétrico de H_2S presente no mesmo, o qual é controlado em 0,5% volumétrico. Valores acima deste percentual potencializam o processo de corrosão e fragilização de ligas metálicas principalmente dos fornos bem como de outros equipamentos como os vasos e torres.

O H_2S formado neste sistema é conseqüência dos processos de craqueamento térmico de compostos de enxofre, principalmente no sistema de recuperação de solvente.

Tabela 4.1 Composição volumétrica do GLP intermediário do V-2501.

Característica	Composição (% volume)
Metano	2,17
H_2S	0,62
Propeno	22,70
Propano	17,92
Etano	2,39
Buteno – 1	5,83
Iso – Buteno	4,28
Trans – Buteno - 2	7,29
Cis – Buteno – 2	4,53
Iso – Butano	18,89
N – Butano	12,74
Iso – Pentano	0,24
N – Pentano	0,15
CO_2	0,21

Devido à elevada pressão de vapor do H_2S, o mesmo concentra-se na fase vapor, sendo acumulado no solvente. Para monitoramento do teor de H_2S no solvente, o GLP intermediário é amostrado em uma freqüência de duas vezes por semana, sendo avaliado sua composição e concentração de H_2S e a partir da análise dos resultados é realizada a reposição. Na Fig. 4.1 é representada uma ilustração do V-2501 A, seguido da Tabela 4.2 com as suas dimensões.

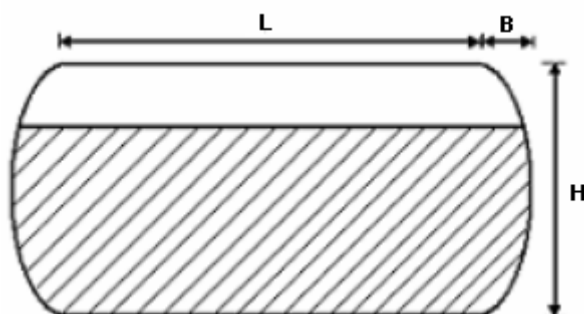



Figura 4.1 Representação do vaso V-2501 A.

Tabela 4.2 Dimensões do V-2501 A.

Parâmetro	Unidade	Dimensão
Diâmetro (H)	(m)	3,459
Comprimento (L)	(m)	14,478
Raio Elipse (B)	(m)	0,865
Nível máximo de operação	(%)	95

Assim, as áreas molhadas consideradas estão apresentadas nas Figs. 4.2 e 4.3. Para calcular a área molhada total foram utilizadas as Eqs. (4.3), (4.5) e (4.7), resultando em uma área molhada total igual a 176,882 m², fornecendo um calor absorvido igual a 1,03 x 10^7 Btu/h.

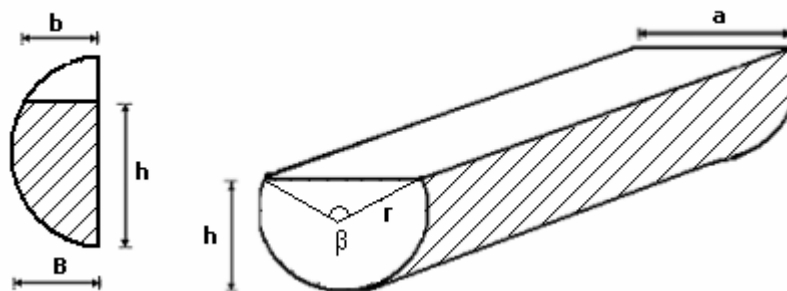



Figura 4.2 Área molhada lateral e da calota.

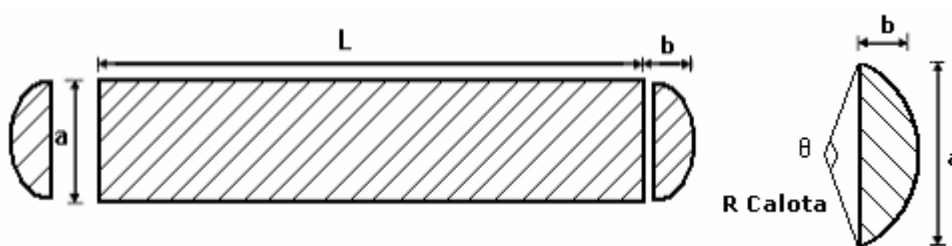



Figura 4.3 Área superior.

4.2.1 ÁREA LATERAL

$$A_{Lateral} = \pi \times H \times \left(\frac{360 - \beta}{360} \right) \times L \tag{4.3}$$

Onde,

$$\beta = 2 \times ar\cos\left(\frac{h - \frac{H}{2}}{\frac{H}{2}}\right) \tag{4.4}$$

4.2.2 ÁREA DA CALOTA

$$A_{Calota} = 2 \times \pi \times R_{calota} \times B \times \left(\frac{360 - \beta}{360}\right) \tag{4.5}$$

Onde,

$$R_{Calota} = \frac{B^2 + \left(H/2\right)^2}{2 \times B} \tag{4.6}$$

4.2.3 ÁREA SUPERIOR

$$A_{Superior} = a \times L + \left(\frac{1}{2} \times R^2{}_{Calota} \times \left(\theta - sen\theta\right)\right) \times 2 \tag{4.7}$$

Onde,

$$\theta = \frac{2 \times arcsen\left(\frac{a}{2}\right)}{R_{Calota}} \tag{4.8}$$

Sendo,

$$a = \left(sen\frac{\beta}{2}\right) \times \left(\frac{H}{2}\right) \times 2 \tag{4.9}$$

Dessa forma, a taxa de massa vaporizada segundo a Eq. (4.10), assume um valor igual a 68105,59 kg/h.

$$W_{vap} = \frac{Q_{abs}}{\Delta h_{vap}} \tag{4.10}$$

Sendo,

W_{vap} = vazão de alívio de vapor formado pela carga térmica adicional, kg/h;

Δh_{vap} = calor de vaporização correspondente a pressão de alívio.

A partir da vazão volumétrica de alívio e da velocidade sônica é possível calcular a área da tubulação e determinar o diâmetro mínimo da tubulação necessária para este caso, Eq. (4.11).

$$W_{vap} = v_{sônica} \times A_{orificio} \tag{4.11}$$

Onde $v_{sônica}$ = velocidade máxima que o gás pode atingir, m/h;

$A_{orifício}$ = área da seção da tubulação, m^2.

Segundo Miller (1996), a velocidade sônica é calculada de acordo com a Eq. (4.12) sob uma condição de estrangulamento como demonstra a Fig. 4.4.

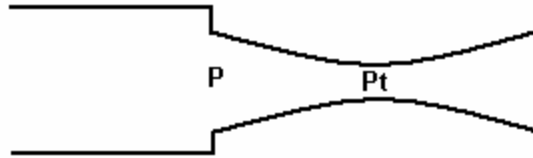



Figura 4.4 Situação de estrangulamento para o cálculo da velocidade sônica.

$$v_{sônica} = \sqrt{\frac{g_c \times k \times P_t \times 10000}{\rho_t}} \tag{4.12}$$

Onde g_c = 9,8067, kg*m/kgf*s^2;

k = coeficiente isentrópico real do gás;

P_t = pressão de estrangulamento, kgf/cm^2;

ρ_t = densidade de estrangulamento, kg/m^3.

Tal que a pressão de estrangulamento e a densidade de estrangulamento são calculadas pelas Eqs. (4.13) e (4.14), respectivamente.

$$\frac{P_t}{P_{alívio}} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \tag{4.13}$$

$$\frac{\rho_t}{\rho} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{1}{k-1}} \tag{4.14}$$

Sendo ρ = densidade do vapor na pressão de alívio, kg/m^3.

Dessa forma, a velocidade sônica tem valor igual a 217,07 m/s, a qual resultou em uma área da tubulação igual a 6,34 cm². Assim, o diâmetro mínimo para a tubulação é igual a 28,42 mm, sendo então sugerido um diâmetro de 1 ½ polegadas de Schedule 160.

4.3 CONCLUSÕES

Devido a alta probabilidade de incêndio nas proximidades dos vasos de acúmulo de solvente a alta pressão, uma válvula se segurança e alívio foi dimensionada para o caso fogo. A partir dos resultados, obteve-se uma válvula com pressão de alívio igual 42,67 kgf/cm² (g), a qual deve ser instalada no topo do vaso com uma tubulação de diâmetro mínimo igual a 1 ½ polegadas de Schedule 160.

4.4 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

API Recommended Practice 521; *Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems*; Fourth Edition; American Petroleum Institute; March 1997;

Fluxograma dos Vasos V-2501 A/B; DE-290-JG-2500-3-46-01

MILLER, R. W.; *Flow Measurement Engeneering Handbook;* McGraw-Hill; 3ª edição; 1996.

U-2500 – Unidade de Desasfaltação a Propano – Manual de Operação;

4.5 ANEXOS

ANEXO I: MEMORIAL DE CÁLCULO

Segue os cálculos realizados para o dimensionamento da linha da PSV do V-2501 A/B.

4.5.1 CÁLCULO DA PRESSÃO DE ALÍVIO

Calculada segundo a Eq. (4.2);

$$P_{alívio} = P_{ajuste} + P_{ajuste} \times P_{sobre-pressão}$$

$$P_{alívio} = 34{,}5 + 34{,}5 \times 0{,}21 + 0{,}92$$

$$P_{alívio} = 42{,}665 kgf / cm^2$$

4.5.2 CÁLCULO DAS PROPRIEDADES DO GLP INTERMEDIÁRIO

A Tabela 4.3 apresenta as propriedades do GLP intermediário para esta pressão, tal que estas foram obtidas pelo auxilio do simulador PETROX.

Tabela 4.3 Propriedades e seus respectivos valores.

Propriedades	
Pressão de Alívio	42,67 kg/cm^2
Temperatura de Alívio	118,34 ºC
Densidade	137,38 kg/m^3
Viscosidade	0,0154 cP
Peso Molecular	48,5916 g/gmol
Cp/Cv	3,4167
Entalpia do Vapor	8,5 kcal/kg
Entalpia do Líquido	4,7 kcal/kg
Vazão da Simulação	100 kg/h

4.5.3 CÁLCULO DA ÁREA MOLHADA

Observando-se as Figs 4.2 e 4.3, nota-se que a área molhada depende do nível de fluido no tanque. As tomadas de nível no tanque se situam nas extremidades do tanque, ou seja, o nível inferior é quando o tanque se encontra totalmente vazio, enquanto o cheio, quando totalmente cheio.

Dessa forma,

$$h = H \times nível$$

4.5.3.1 ÁREA LATERAL

A área lateral pode ser considerada como a área de um cilindro, segundo a Eq. (4.3), contudo, o comprimento lateral depende do ângulo formado pela altura do nível, Eq. (4.4).

$$\beta = 2 \times ar\cos\left(\frac{h - \frac{H}{2}}{\frac{H}{2}}\right)$$

$$\beta = 2 \times ar\cos\left(\frac{3{,}459 \times 0{,}95 - \frac{3{,}459}{2}}{\frac{3{,}459}{2}}\right)$$

$$\beta = 51{,}68^{o}$$

Assim,

$$A_{Lateral} = \pi \times H \times \left(\frac{360 - \beta}{360}\right) \times L$$

$$A_{Lateral} = \pi \times 3{,}459 \times \left(\frac{360 - 51{,}68}{360}\right) \times 14{,}48$$

$$A_{Lateral} = 134{,}76 m^{2}$$

4.5.3.2 ÁREA DA CALOTA

A área de uma calota é função do comprimento da esfera da qual a mesma pertence e da altura da calota. A Fig. 4.5 apresenta uma ilustração de uma calota de altura B e raio R.

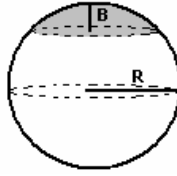



Figura 4.5 Ilustração de uma calota.

Assim, a área de uma calota é igual a,

$$A_{Calota} = 2 \times \pi \times R_{calota} \times B$$

Contudo, é preciso descontar a área não ocupada pelo nível,resultando na Eq. (4.5), onde o raio da calota é calculado pela Eq. (4.6) e a área descontada é referente ao ângulo β.

$$sen^2\left(\frac{\theta}{2}\right) + \cos^2\left(\frac{\theta}{2}\right) = 1$$

$$\left(\frac{H}{2}\right)^2 \Big/ R^2{}_{Calota} + \left(R_{Calota} - B\right)^2 \Big/ R^2{}_{Calota} = 1$$

$$B^2 + \left(\frac{H}{2}\right)^2 = 2 \times R_{Calota} \times B$$

$$R_{Calota} = \frac{B^2 + \left(H/2\right)^2}{2 \times B} \tag{4.6}$$

$$R_{Calota} = \frac{0{,}865^2 + \left(3{,}459/2\right)^2}{2 \times 0{,}865}$$

$$R_{Calota} = 2{,}152m$$

$$A_{Calota} = 2 \times \pi \times R_{Calota} \times B \times \left(\frac{360 - \beta}{360}\right)$$

$$A_{Calota} = 2 \times \pi \times 2{,}152 \times 0{,}865 \times \left(\frac{360 - 51{,}68}{360}\right)$$

$$A_{Calota} = 10{,}02m^2$$

4.5.3.3 ÁREA SUPERIOR

A área superior é formada pelos cortes da área lateral e da calota, formando um retângulo e dois segmentos de círculos, Fig. 4.3, onde o lado do retângulo chamado de a se calcula de acordo com a Eq. (4.9), enquanto o ângulo do segmento do círculo pela Eq. (4.8). Resultando assim, na Eq. (4.7) da área superior.

$$a = \left(sen\frac{\beta}{2}\right) \times \left(\frac{H}{2}\right) \times 2$$

$$a = \left(sen\frac{51,68}{2}\right) \times \left(\frac{3,459}{2}\right) \times 2$$

$$a = 1,507m$$

$$\theta = \frac{2 \times arcsen\left(\frac{a}{2}\right)}{R_{Calota}}$$

$$\theta = \frac{2 \times arcsen\left(\frac{1,507}{2}\right)}{2,152}$$

$$\theta = 0,708rad$$

$$A_{Superior} = a \times L + \left(\frac{1}{2} \times R^2{}_{Calota} \times (\theta - sen\theta)\right) \times 2$$

$$A_{Superior} = 1,507 \times 14,478 + \left(\frac{1}{2} \times 2,152^2 \times (0,708 - sen0,708)\right) \times 2$$

$$A_{Superior} = 22,102m^2$$

Concluindo assim, a área total molhada é igual a,

$$A_{Molhada} = A_{Superior} + A_{Lateral} + 2 \times A_{Calota}$$

$$A_{Molhada} = 22,102 + 134,76 + 2 \times 10,02$$

$$A_{Molhada} = 176,9m^2$$

4.5.4 CÁLCULO DO CALOR ABSORVIDO

O calor absorvido é calculado a partir da Eq. (4.1),

$$Q_{abs} = 21000 \times F \times A^{0,82}$$
$$Q_{abs} = 21000 \times 1 \times 176,9^{0,82}$$
$$Q_{abs} = 10269232,78 \text{ Btu/h}$$
$$Q_{abs} = 2588012,29 \text{kcal/h}$$

4.5.5 CÁLCULO DA VAZÃO DE ALÍVIO

A vazão de alívio é calculada pela Eq. (4.10), onde a variação de entalpia é calculada segundo a Eq. (4.15).

$$\Delta h_{vap} = \frac{h_{vapor} - h_{líquido}}{V_{simulação}} \tag{4.15}$$

$$\Delta h_{vap} = \frac{8500 - 4700}{100}$$
$$\Delta h_{vap} = 38 kcal / kg$$

$$W_{vap} = \frac{Q_{abs}}{\Delta h_{vap}}$$
$$W_{vap} = \frac{2588012,29}{38}$$
$$W_{vap} = 68105,58 kg / h$$
$$W_{vap} = 68105,58 kg / h \times 137,38 \text{kg/m}^3$$
$$W_{vap} = 495,74 \text{m}^3 / h$$

4.5.6 CÁLCULO DA VELOCIDADE

Para se calcular o diâmetro mínimo da tubulação de alívio, é preciso estimar a velocidade máxima do fluido, a qual foi definida igual a velocidade sônica, Eq. (4.12). Para tanto, é necessário calcular as pressões e densidades de estrangulamento, segundo as Eqs (4.13) e (4.14), respectivamente.

$$\frac{P_t}{P_{alívio}} = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}$$
$$P_t = 42,67 \times \left(\frac{2}{3,4167 + 1} \right)^{\frac{3,416}{3,416-1}}$$
$$P_t = 13,920 \text{kgf/cm}^2$$

$$\frac{\rho_t}{\rho} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{1}{k-1}}$$

$$\rho_t = 137{,}38 \times \left(\frac{2}{3{,}4167+1}\right)^{\frac{1}{3{,}4167-1}}$$

$$\rho_t = 98{,}98\text{kg/m}^3$$

$$v_{sônica} = \sqrt{\frac{g_c \times k \times P_t \times 10000}{\rho_t}}$$

$$v_{sônica} = \sqrt{\frac{9{,}8067 \times 3{,}4167 \times 13{,}92 \times 10000}{98{,}98}}$$

$$v_{sônica} = 217{,}070\text{m/s}$$

$$v_{sônica} = 781452{,}88\text{m/h}$$

4.5.7 CÁLCULO DA ÁREA DE ORIFÍCIO

Já a área da tubulação é calcula pela Eq. (4.11),

$$W_{vap} = v_{sônica} \times A_{orificio}$$

$$A_{orificio} = \frac{495{,}74}{781452{,}88}$$

$$A_{orificio} = 0{,}00063438m^2$$

$$A_{orificio} = 6{,}3438cm^2$$

4.5.8 CÁLCULO DO DIÂMETRO MÍNIMO

Dessa forma, o diâmetro mínimo é calculado a partir da Eq. (4.16),

$$D^2{}_{orificio} = \frac{4 \times A_{orificio}}{\pi} \tag{4.16}$$

$$D_{orificio} = \sqrt{\frac{4 \times 6{,}3438}{\pi}}$$

$$D_{orificio} = 28{,}420mm$$

CAP V SISTEMA DE TRANSFERÊNCIA E ESTOCAGEM DA SALMOURA

SUPERVISOR: ALEXANDRE GALLAS

ANDERSON DAGOSTIN PAVEI

5 ADEQUAÇÃO DA TEMPERATURA DE ENVIO DA SALMOURA A TANQUE DRENEIRO

5.1 INTRODUÇÃO

A salmoura, efluente das dessalgadoras (V-2101 A/B/E) encontra-se à temperatura de cerca de 150ºC, e necessita de resfriamento antes de ser enviada ao tanque dreneiro TQ-4106, para posterior tratamento na Unidade de Tratamento de Dejeto Industrial - UTDI. O mesmo ocorre com as correntes de água retificada proveniente das torres de retificação de Águas Ácidas T-2106 e T-2702, as quais se encontram em torno de 120ºC contendo teores de cerca de 10 ppm de H_2S e 30 ppm de NH_3. Parte da água retificada é então reutilizada no processo de dessalgação e o excedente é descartado após processo de resfriamento para o TQ-4106 e posterior tratamento na UTDI.

Assim, o tanque dreneiro tem como principais funções a separação e recuperação do óleo arrastado nas dessalgadoras e nas drenagens dos tanques de petróleo. O óleo recuperado neste tem teor de água adequado para reprocessamento. A água residual é encaminhada para a rede de esgoto oleoso, sendo tratada na UTDI para especificação dos parâmetros de controle e posterior descarte. Para tanto, a temperatura máxima de envio da salmoura e do excedente de água retificada para o tanque dreneiro deve ser menor que 60ºC, a fim de se evitar problemas com o sistema de proteção catódica e emanação dos gases tóxicos (H_2S e NH_3).

Atualmente utiliza-se parte da corrente de salmoura para pré-aquecer a carga da torre retificadora de águas ácidas, T-2106, através dos permutadores P-2134 (A/B/C/D), P-2154 e P-2155(A/B). O resfriamento final da salmoura e do excedente de água retificada é feito nos resfriadores a ar P-2137 e P-2181, conforme Figura 5.1 e a nomenclatura utilizada é apresentada na Tabela 5.1.

Mesmo após passagem por todos esses equipamentos, a temperatura de admissão da salmoura na bomba B-2177 (que a envia ao tanque TQ-4106) tem ultrapassado a especificação da temperatura máxima de 60ºC. Temperaturas ainda maiores são atingidas durante o verão, ou em caso de elevada incrustação nos permutadores, situações nas quais houve picos superiores a 80ºC.

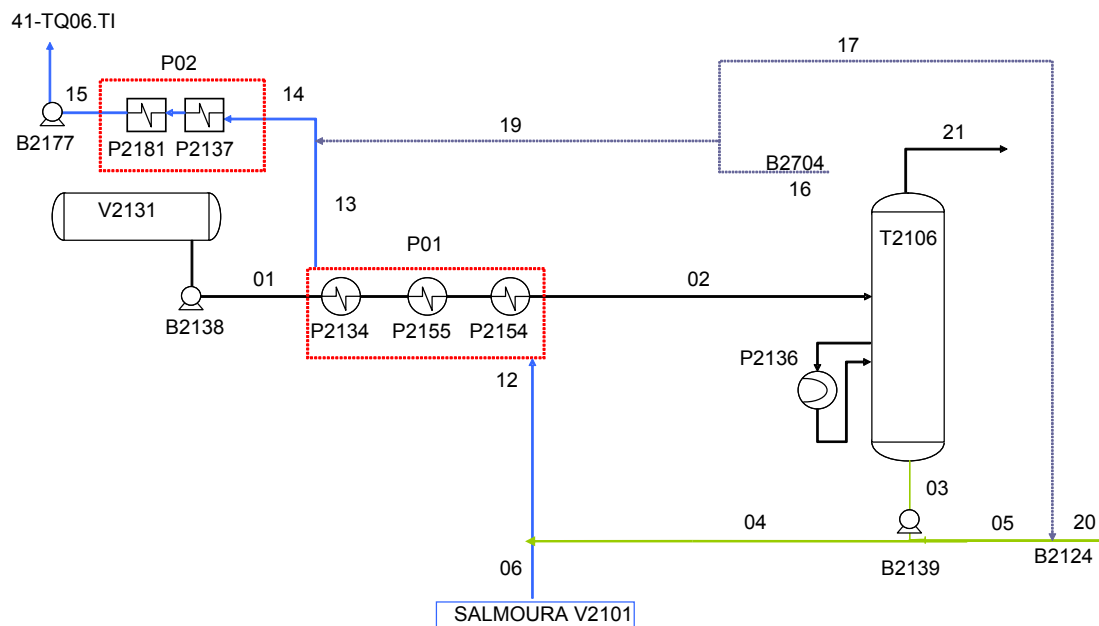



Figura 5.1 Fluxograma simplificado do processo atual de resfriamento da salmoura e do excedente de água retificada.

Devido à elevada concentração de sais e borra na salmoura, esta corrente apresenta elevado potencial de formação de incrustações nos permutadores. Fato este que gera uma freqüência de limpeza de uma a cada cinco anos no P-2137, e uma a cada 2,5 anos, aproximadamente, para o P-2181. O P-2137 possui sua tubulação em latão, material menos rugoso e, portanto, menos propenso a incrustações, e já chegou a ficar 10 anos consecutivos em operação, sem precisar de limpeza. Essa redução do tempo entre uma limpeza e outra se deve à integração do sistema de águas ácidas, ocorrida no REVAMP de 1998. O P-2181, por outro lado, possui tubos em aço carbono, sendo mais propenso à incrustação e necessita de um intervalo menor entre uma manutenção e outra.

Tabela 5.1 Descrição de Correntes

Corrente	Descrição
01	Saída de água ácida do V-2131
02	Água ácida pré-aquecida para alimentação T-2106
03	Saída água retificada (fundo T-2106)
04	Água retificada para resfriamento
05	Água retificada para dessalgação
06	Salmoura retirada das dessalgadoras
12	Mistura de salmoura com excedente de água retificada
13	Mistura de salmoura com excedente de água retificada, após resfriamento inicial
14	Mistura de salmoura com excedente de água retificada (T-2701)
15	Mistura de salmoura com excedente de água retificada e água industrial para TQ-4106
16	Água retificada da T-2701
17	Água retificada para dessalgação (B-2124)
19	Excedente de água retificada (T-2701)
20	Água retificada
21	H_2S e NH_3 para tratamento

5.2 OBJETIVO

O objetivo geral do presente estudo foi adequar a temperatura de envio da salmoura ao tanque dreneiro TQ-4106. Para tanto, foi primeiramente necessário propor novas alternativas para este resolver este problema.

5.3 JUSTIFICATIVA

Enfatiza-se que a temperatura máxima de recebimento de salmoura no tanque dreneiro TQ-4106 é de 60ºC. Assim, a adequação da temperatura de envio da salmoura esta diretamente correlacionada à continuidade operacional do sistema catódico deste tanque.

Sabendo-se que a qualidade da água efluente do tanque dreneiro é estabelecida de forma a atender as concentrações limites da UTDI, o seu desempenho insatisfatório

pode sobrecarregar o tratamento da água residual na UTDI. Uma vez que a temperatura do tanque atinge o seu valor máximo de 60ºC, a corrente de salmoura é desviada (totalmente ou parcialmente) e descartadas diretamente para o esgoto oleoso, até baixar a temperatura deste tanque, seguindo do realinhamento de envio da salmoura. Estes distúrbios na operação têm como conseqüência a deficiente no processo de nitrificação nos reatores biológicos, aumentando principalmente as concentrações de nitrogênio amoniacal total, DQO, fenóis e salinidade.

5.4 DADOS DO PROCESSOS

A vazão de salmoura e excedente de água retificada, considerando-se a REVAMP (modernização) da Unidade de Destilação, foi considerada de 130 m³/h. A composição da corrente 14, Fig. 5.1, é apresentada na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 Faixa de concentrações de componentes da salmoura após o P-2137.

Componentes	Unidade	Máximo	Mínimo	Normal
Amônia	mg/l	120	20	50
Sulfetos Totais	mg/l	50	20	30
Cianetos Totais	mg/l	5	0,5	1,5
Óleo	mg/l	800	100	250
Cloretos	mg/l	2.970	740	1.480

As condições operacionais e propriedades físicas da corrente 14 são apresentadas na Tabela 5.3.

Tabela 5.3 Condições operacionais e propriedades físicas da corrente 14.

Condições	Unidade	Máximo	Mínimo	Normal
Vazão	m³/h	130	80	100
Temperatura	ºC	120	30	50
Viscosidade	cP	0,2246	0,8139	0,5511
Densidade	kg/m³	938,5	996,6	988,58

5.5 PROPOSTA

A primeira proposta estudada foi o resfriamento da salmoura a partir da troca de calor com o fundo da torre retificadora T-2106 no permutador P-2136. Contudo, para atender a troca térmica necessária no fundo desta torre era preciso uma vazão de salmoura alta, o que o equipamento não permitia. Foi estudada também a possibilidade de se aumentar a vazão de ar para os permutadores existentes, opção também descartada devido ao grande aumento de potência do motor do ventilador.

Após estes trabalhos iniciais, foi sugerida a instalação de um novo resfriador a ar. Dessa forma, surgiram quatro alternativas de implementação, como segue nos próximos itens.

5.5.1 PRIMEIRA PROPOSTA

A primeira alternativa envolveu a instalação desse resfriador a ar apenas para resfriar a água retificada (correntes 19 e corrente 4, Fig. 5.1), a qual se encontra a uma temperatura mais elevada que a salmoura. Para tanto, foi realizada a proposta de desviar a corrente 4 do conjunto de permutadores P01 e, interligá-la a corrente 19. Tal proposta foi baseada no fato de que a pressão na corrente de salmoura 06 é alta, aproximadamente 13 kgf/cm² atualmente, e a pressão de descarga da bomba B-2139 é de 8,67 kgf/cm². Como a vazão de salmoura na REVAMP tende a aumentar, optou-se em alterar o ponto de descarga da bomba. Assim, sugeriu-se que o conjunto de permutadores receba apenas a salmoura, uma vez que, a velocidade no casco dos P01 não é limitante, o que implica em uma formação de incrustação inevitável. Contudo, eventualmente a corrente 19 e a corrente 4 podem assumir vazão nula, o que pode prejudicar a operação do novo resfriador a ar.

5.5.2 SEGUNDA PROPOSTA

A segunda alternativa foi instalar este resfriador a ar a montante do P-2137. Porém, se este permutador for instalado em série, haverá a adição de mais uma perda de carga em sistema que já se encontra com dificuldades de escoamento, acarretando em mudanças tanto nas bombas B-2139 A/B, quanto nas bombas B-2704 A/B.

5.5.3 TERCEIRA PROPOSTA

A partir dos fatos apresentados, foi sugerida a instalação deste em paralelo com o P-2137. A partir dos resultados obtidos para este estudo, observou-se que, quando o P-2137 se encontrasse em manutenção, a temperatura de envio da salmoura não seria atendida apenas com a operação do novo *air cooler* e do P-2181. Então, sugeriu-se a instalação do novo permutador em paralelo com o P-2137 e com o P-2181, os quais se encontrariam em série. Com isso, surge uma outra dificuldade, a especificação da velocidade nos tubos. Com o objetivo de evitar a incrustação, a velocidade em tubos de permutador deve ter seu valor mínimo igual a 0,9 m/s, a qual não é atendida com a operação em paralelo e vazão mínima de salmoura.

Outra implicação envolvia a necessidade de implementação de sistema de controle de vazão.

5.5.4 QUARTA PROPOSTA

Com o objetivo de se eliminar os problemas de perda de carga, velocidade nos tubos e implementação de válvulas de controle, foi sugerida a instalação deste novo permutador a jusante das bombas B-2177 A/B.

Dentre todos os estudos e dificuldades apresentados, no presente trabalho propõe-se a implementação de um resfriador a ar a jusante da bomba B-2177, como apresenta a Figura 5.2 e a nomenclatura necessária na Tabela 5.4, complemento da Tabela 5.1.

5.6 DESCRITIVO DE CÁLCULO

5.6.1 SIMULAÇÃO DO PERMUTADOR P-21XX

A partir dos dados de vazão e temperatura apresentados na Tabela 4, foi realizada a simulação utilizando-se o *software* HTRI *Xchanger Suíte* para o cálculo do novo permutador. A Fig.5.3 apresenta a interface do simulador.

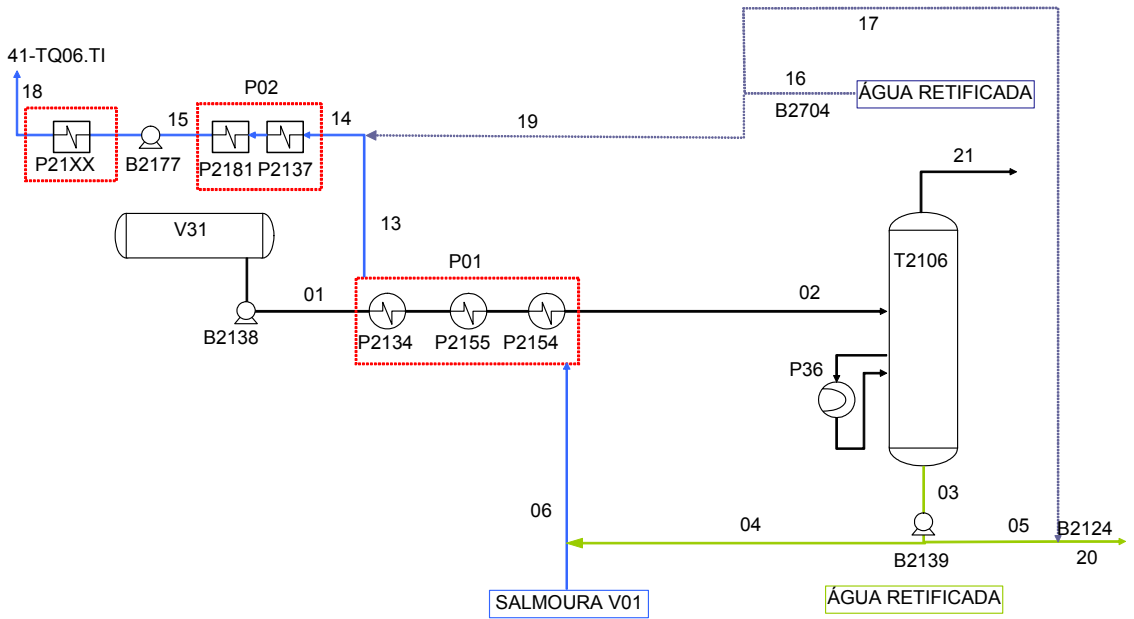



Figura 5.2 Fluxograma simplificado proposto para a instalação de um novo *air-cooler*.

Tabela 5.4 Descrição de Correntes

Corrente	Descrição
18	Mistura de salmoura e excedente de água retificada com temperatura adequada para envio ao tanque dreneiro TQ-4106

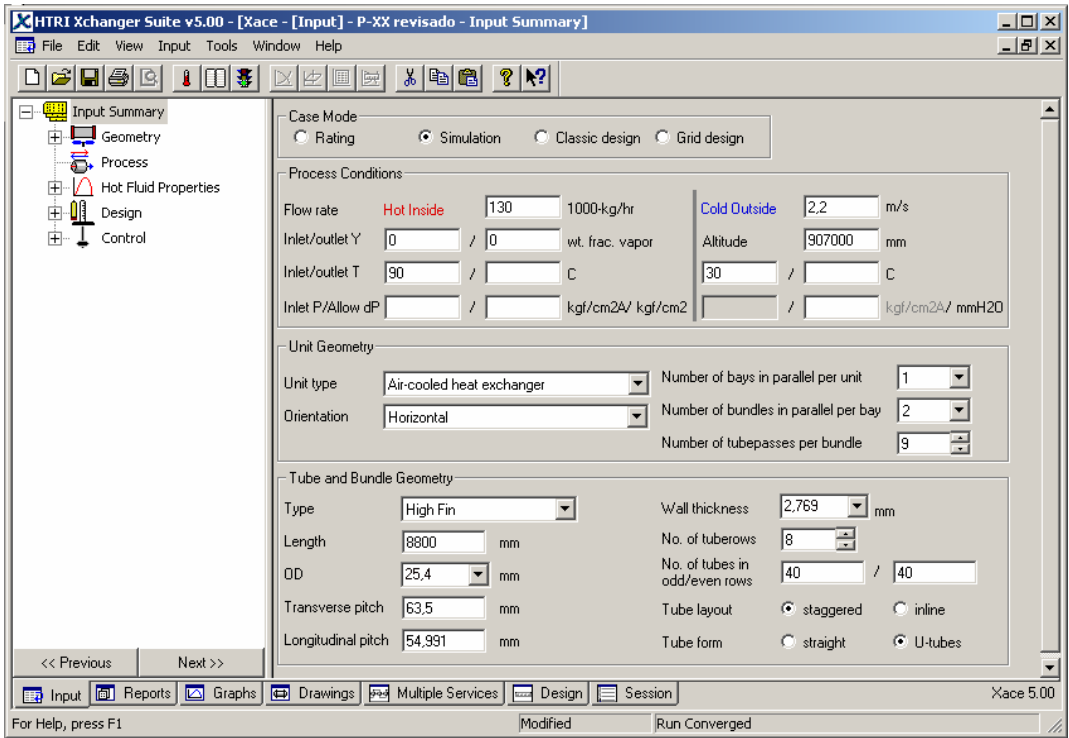



Figura 5.3 Apresentação da interface do *software* HTRI *Xchanger Suíte.*

O projeto de um resfriador a ar deve satisfazer as seguintes recomendações:

- Razão entre o comprimento e largura igual a 4 para um diâmetro de ventilador igual a 3000 mm;
- Perda de carga externa do ar deve ser no máximo 16 mmH_2O
- Velocidade para água salgada deve se encontrar entre 0,9 m/s e 1,5 m/s para tubos de latão, segundo a norma N-1734.

Inicialmente foi realizada a verificação dos permutadores P-2137 e P-2181 para as novas condições operacionais, permitindo posteriormente a avaliação das bombas B-2177 A/B, bem como as condições operacionais para o projeto do novo resfriador proposto. Os resultados para as condições de vazão máxima, normal e mínima para estes permutadores são apresentados na Tabela 5.5.

Tabela 5.5Desempenho dos resfriador a ar existentes.

Vazão Total (m³/h)	**130**		**100**		**80**	
Resfriador a Ar	**P-2137**	**P-2181**	**P-2137**	**P-2181**	**P-2137**	**P-2181**
Velocidade Média nos Tubos (m/s)	2,19	1,81	1,68	1,38	1,34	1,10
Temperatura de Entrada (ºC)	125	88,00	125	80,0	125	73,0
Temperatura de Saída (ºC)	87,45	60,20	79,4	51,11	72,10	44,50
Temperatura do Ar (ºC)	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Perda de Carga (kgf/cm²)	1,395	1,228	0,873	0,815	0,597	0,545
Fator de Incrustação (m²hºC/kcal)	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006

Os resultados para temperatura da salmoura e excedente de água retificada após resfriamento, de acordo com as simulações, se encontram dentro do limite estabelecido de 60ºC de temperatura para envio desta corrente ao tanque dreneiro. Entretanto, esses resultados não se observam na prática em função do grau de incrustação nesses permutadores ser muito superior ao valor de projeto.

Por isso considerou-se neste estudo a presença de no mínimo um resfriador, P-2137 ou P-2181, em operação dentro das condições de projeto.

Baseado nos resultados das simulações dos permutadores já existentes, nota-se que a temperatura máxima do fluido na sucção da bomba atinge 90ºC, caracterizando a situação mais crítica, que ocorre quando o *air cooler* P-2181 se encontra em manutenção e estiver operando com a vazão máxima. Assim, o novo permutador será projetado para esta situação, onde a Tabela 5.6 apresenta os dados de entrada para projeto do novo resfriador.

Tabela 5.6 Dados desejados para o projeto do novo permutador.

Vazão (m³/h)	130
Temperatura de Entrada do ar (ºC)	30
Temperatura de Entrada (ºC)	90
Temperatura de Saída (ºC)	55
Velocidade do Ar (m/s)	2,2
Fator de Incrustação (m².ºC.h/kcal)	0,0006
Altitude (m)	907
Número de Seções em Paralelo	1
Número de Feixes em Paralelo	2
Número de Passes	9
Número de Fileiras	8
Comprimento dos Tubos (mm)	8800
Número de Tubos em cada Fileira	40
Diâmetro do Bocal (mm)	97,0
Diâmetro Externo do Tubo (mm)	25,4
Espessura da Parede (mm)	2,769
Espaçamento Transversal (mm)	63,5
Número de Ventiladores por Seção	2

Como resultado obteve-se um resfriador a ar apresentado na Fig. 5.4 com algumas dimensões, contento 9 passes para 8 fileiras de tubo, onde a Fig. 5.5 apresenta a distribuição dos passes nas fileiras e, em Anexo se encontra o resultado de sua simulação.

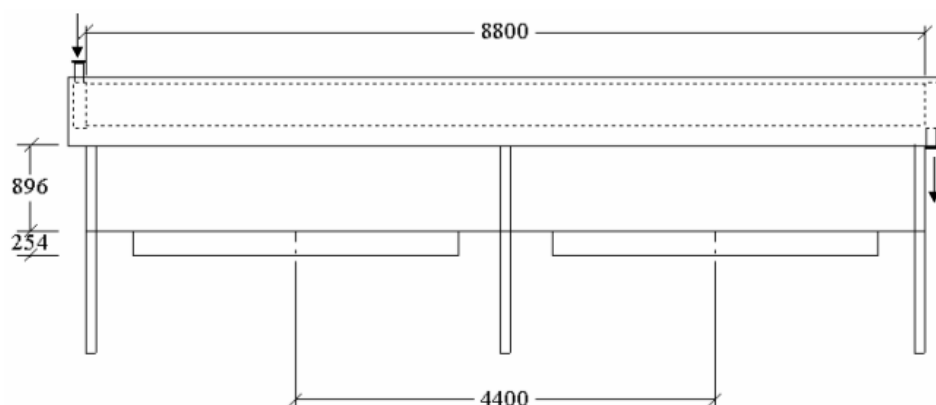



Figura 5.4 Ilustração esquemática do novo resfriador a ar, onde todas as medidas apresentadas são em milímetros.

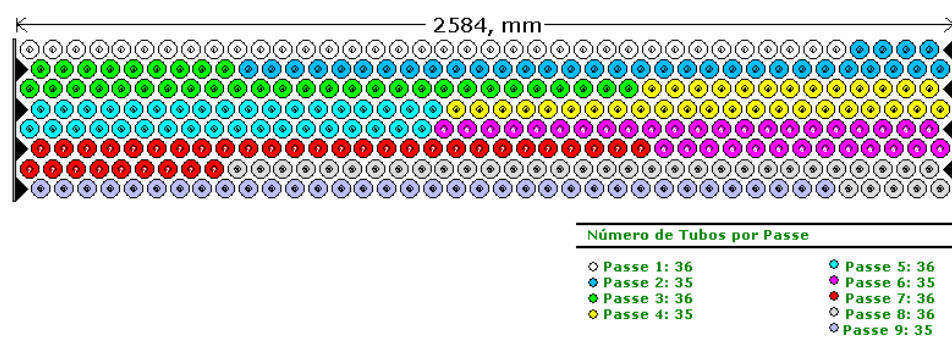



Figura 5.5 Distribuição dos tubos por passe.

O ar apresenta uma perda de carga igual 16,2 mmH_2O, razão entre comprimento e largura igual 3,4 e diâmetro do ventilador igual 3,4 m. Essa especificação é para uma situação extrema, tal que para os demais cenários, espera-se que a temperatura de envio da salmoura se encontre abaixo da limitante, como é observado nos resultados apresentados na Tabela 5.7 quando não há resfriador a ar em manutenção e a Tabela 5.8, quando um dos resfriadores se encontra fora de operação. Enfatiza-se que estas simulações são dos permutadores com um fator de incrustação igual a 0,0006 m^2hºC/kcal.

Dessa forma, conclui-se que tanto a temperatura quanto a velocidade no interior dos tubos atendem as necessidades. O novo sistema contará com instrumentos novos tais como medidores de temperatura e pressão com indicação no SDCD, sendo preciso analisar a pressão de descarga da bomba B-2177 e a perda de carga até o tanque dreneiro TQ-4106. Segue nos próximos itens um memorial de calculo apresentando as considerações adotadas assim como os cálculos realizados para verificar a operação desta bomba.

Tabela 5.7 Operação normal do resfriador a ar P-21XX.

Vazão (m³/h)	130	100	80
Velocidade Média nos Tubos (m/s)	1,68	1,29	1,03
Temperatura de Entrada (ºC)	60,0	52,0	45,0
Temperatura de Saída (ºC)	43,0	37	33,5
Temperatura do Ar (ºC)	30,0	30,0	30,0
Perda de Carga (kgf/cm²)	1,672	1,098	0,739

Tabela 5.8 Desempenho do P-21XX quando houver algum *air cooler* em manutenção.

Resfriador em Manutenção	**P-2137**			**P-2181**		
Vazão (m³/h)	130	100	80	130	100	80
Velocidade Média nos Tubos (m/s)	1,70	1,30	1,03	1,70	1,30	1,04
Temperatura de Entrada (ºC)	80	70,1	62,0	87,5	80,0	72,0
Temperatura de Saída (ºC)	51,66	42,84	37,4	54,89	46,0	40,0
Temperatura do Ar (ºC)	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Perda de Carga (kgf/cm²)	1,634	1,074	0,722	1,624	1,064	0,714

5.7 VERIFICAÇÃO DE ESCOAMENTO NO SISTEMA

5.7.1 CONSIDERAÇÕES E PREMISSAS ADOTADAS

O descarte da salmoura é realizado de forma controlada para garantir boa operação das dessalgadoras e, conseqüentemente, a dessalgação eficiente do petróleo que segue para destilação. Esse controle é realizado pelo nível de salmoura nas dessalgadoras de forma adequada. A pressão na PIC-2129, segundo a Fig. 5.6, é resultante da pressão nas dessalgadoras menos a queda de pressão ocorrida nas linhas devido a tubulação, controladoras de nível e vazão, válvulas gaveta e permutadores (P-2154 e P-2155 A/B). Considerou-se que a pressão neste controlador de pressão varia entre 5,5 e 6,0 kgf/cm² (man), tal que o valor máximo foi definido de forma a proteger o permutador P-2134 A~D, que têm pressão de projeto igual a 6,5 kgf/cm² (man), enquanto a pressão mínima foi definida de forma a proteger a bomba do fenômeno de cavitação.

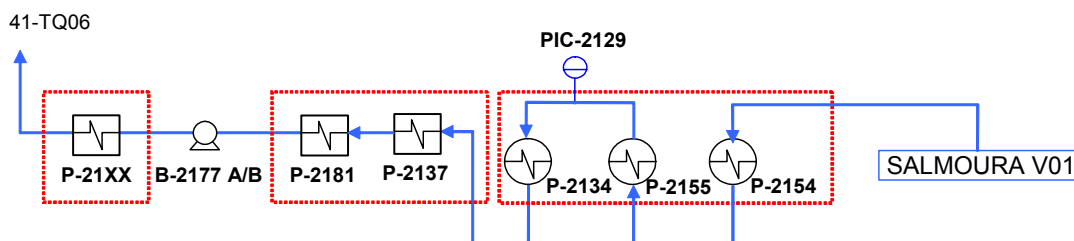



Figura 5.6 Fluxograma simplificado do sistema, apresentando a localização da PIC-2129.

No cálculo de perda de carga com as novas vazões de salmoura foram considerados dois trechos:

- **Trecho 1**: inicia na PIC-2129, percorre os P-2134 A/B/C/D, os *air coolers* P-2137 e P-2181, chegando na sucção da bomba B-2177;
- **Trecho 2**: inicia na descarga da bomba B-2177, segue pelas tubovias da U-2100 até o limite de bateria, depois segue pelas tubovias da U-3100 até o tanque dreneiro TQ-4106.

Os cálculos foram baseados em uma vazão de salmoura igual a 130 m³/h a uma temperatura igual a 120ºC para o trecho 1 e 90ºC para o trecho 2. Considerou-se que o fluxo pelos trocadores de calor é turbulento, sendo que estes originalmente apresentam uma perda de carga igual a 0,48 kgf/cm² por casco para o conjunto P-2134 A~D (sendo dois em série e dois em paralelo), 1,395 kgf/cm² para o P-2137, 1,204 kgf/cm² para o P-2181 e, o novo *air cooler* a ser instalado tem uma perda de carga igual 1,634 kgf/cm², ambos para vazão máxima.

5.7.2 BOMBA B-2177

As Figs 5.7 e 5.8 apresentam os valores de perda de carga na linha de salmoura partindo-se da PIC-2129 até o tanque dreneiro.

Os resultados obtidos para a perda de carga foram iguais a 5,21 kgf/cm² para o trecho 1 e, 10,02 kgf/cm² para o segundo trecho, ambos na vazão máxima. Considerando que o tanque TQ-4106 se encontre totalmente cheio, a pressão de entrada neste tanque deve ser maior ou igual (condição mais crítica) do que a pressão de coluna de líquido. O tanque tem altura igual a 14,63 m, o que resulta em uma pressão igual a 2,35 kgf/cm² (a). Dessa forma, a pressão de descarga da bomba deve ser igual ou maior que 12,36 kgf/cm² (a) para uma vazão máxima. Tal aumento de pressão de descarga é possível, uma vez que a válvula de segurança e alivia, PSV-21163, a jusante desta

bomba tem a sua pressão de projeto igual a 22,0 kgf/cm^2 (g) e pressão de alívio igual a 38,0 kgf/cm^2 (g) com uma temperatura de alívio igual a 130ºC.

Cálculo de Perda de Carga - Trecho 1

Dados_Fluido	Projeto	Transf.	
Vazão (t/h)	130,0	(kg/s)	36,11
Temperatura (ºC)	120		
Densidade (kg/m^3)	939,00	Vol espec	0,001065
Viscosidade (cP)	0,220		
Velocidade (m/s)	2,2846		
g (m/s^2)	9,7872		
gc (kg*m/kgf*s^2)	9,8067		
g/gc (kgf/kg)	0,9980		
Pressão de Vapor (kgf/cm^2)	0,2032	Pa	19927,11

Dados_Tubulação			
Classe			
Material	Aço Carbono		
Diâmetro			
Nominal (pol)	6	sch 80	
Interno (m)	0,1464		
Área (m^2)	0,01683		
Interno (mm)	146,4		

Tipo de Escoamento			
Rugosidade (mm)	0,04572		
Rugosidade relativa	0,000312295		
Re	1427536,5		
Re limite total turb (ReTT)	1793175,85		
Fator fric Re_laminar	4,48325E-05		
Fator fric Re_transição	1,19678E+13		
Fator fric turb total_p/ acessórios	0,015065		
Fator fric turbulento_iterativo	0,015573622		
Fator adotado_p/ trecho reto	0,015573622		

Acessórios	Quantidade	x	K
Curva de 90º	28,00	30	12,6548
Curva de 45º		16	0,0000
Válvula Gaveta	6,00	8	0,7231
Válvula Esfera		3	0,0000
Check Valves		50	0,0000
Válvula Macho		18	0,0000
Válvula Globo		340	0,0000
Tê (fluxo)	1,00	20	0,3013
Tê (derivação)	9,00	60	8,1352
Redução Gradual	1,00	0,8086	0,8086
Redução Brusca		0,0000	0,0000
Expansão Gradual		0,0000	0,0000
Expansão Brusca		0,0000	0,0000
*Saída de tubo	2,00	1	2
*Entrada de tubo	3,00	0,78	2,34
Total			26,96

Trecho Reto		
Comprimento (m)	92,54	
K	9,84393327	

Perda de Carga		
Perda de Carga [linha + acidentes]		
(m)	9,81	
(kgf/cm^2)	0,9197	
Altura geométrica (m)	7,61	SOBE
ΔP devido à altura (kgf/cm^2)	0,71	
ΔP devido Permutadores (kgf/cm^2)	3,58	

Figura 5.7 Calculo de perda de carga para tubulações e acessórios.

Cálculo de Perda de Carga - Trecho 2

Dados_Fluido	Projeto	Transf.	
Vazão (t/h)	130,0	(kg/s)	36,11
Temperatura (ºC)	60		
Densidade (kg/m^3)	983,00	Vol espec	0,001017
Viscosidade (cP)	0,467		
Velocidade (m/s)	2,1823		
g (m/s^2)	9,7872		
gc (kg*m/kgf*s^2)	9,8067		
g/gc (kgf/kg)	0,9980		
Pressão de Vapor (kgf/cm^2)	0,2030	Pa	19907,50

Dados_Tubulação			
Classe			
Material	Aço Carbono		
Diâmetro			
Nominal (pol)	6	sch 80	
Interno (m)	0,1464		
Área (m^2)	0,01683		
Interno (mm)	146,4		

Tipo de Escoamento			
Rugosidade (mm)	0,04572		
Rugosidade relativa	0,000312295		
Re	1427536,5		
Re limite total turb (ReTT)	1793175,85		
Fator fric Re_laminar	4,48325E-05		
Fator fric Re_transição	1,19678E+13		
Fator fric turb total_p/ acessórios	0,015065		
Fator fric turbulento_iterativo	0,015573622		
Fator adotado_p/ trecho reto	0,015573622		

Acessórios	Quantidade	x	K
Curva de 90º	137,0	30	61,9180
Curva de 45º	20,0	16	4,8209
Válvula Gaveta	2,0	8	0,2410
Válvula Esfera		3	0,0000
Check Valves	1,0	50	0,7533
Válvula Macho		18	0,0000
Válvula Globo		340	0,0000
Tê (fluxo)	44,0	20	13,2574
Tê (derivação)		60	0,0000
Redução Gradual		0,0000	0,0000
Redução Brusca		0,0000	0,0000
Expansão Gradual		0,0000	0,0000
Expansão Brusca		0,0000	0,0000
*Saída de tubo	1,0	1	1
*Entrada de tubo		0,78	0
Total			81,99

Trecho Reto		
Comprimento (m)	2364,447	
K	263,413	

Perda de Carga		
Perda de Carga [linha + acidentes]		
(m)	82,77	
(kgf/cm^2)	8,1822	
Altura geométrica (m)	0,2	SOBE
ΔP devido à altura (kgf/cm^2)	0,02	
ΔP devido *air cooler* (kgf/cm^2)	1,63	

Figura 5.8 Calculo de perda de carga para tubulações e acessórios.

Já a pressão mínima de sucção foi determinada a partir de uma análise do NPSH disponível, onde a Fig. 5.9 apresenta a curva de NPSH requerido da bomba, obtida a partir de sua folha de dados. Observa-se que para uma vazão igual a 130 m^3/h, o NPSH requerido é igual a 4,5 m. Assim, considerando a temperatura igual a 90ºC, tem-se uma pressão de vapor igual a 0,715 kgf/cm^2, obteve-se o gráfico, apresentado na Fig. 5.10, de NPSH disponível em função da pressão de sucção.

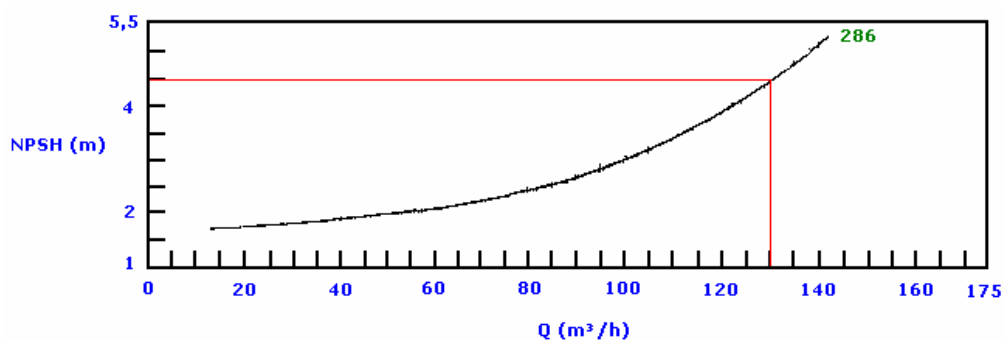



Figura 5.9 Curva característica para NPSH requerido da bomba B-2177.

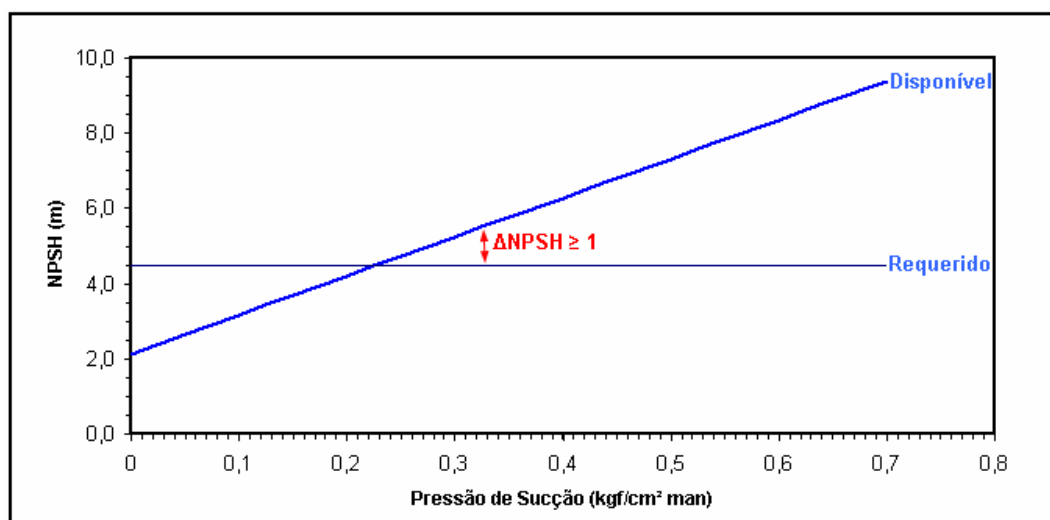



Figura 5.10 Determinação da pressão mínima de sucção.

Enfatiza-se que este cálculo de NPSH disponível apresentado acima foi realizado para uma situação extrema e eventual de temperatura de salmoura igual a 90ºC. Para proteger a bomba do fenômeno de cavitação, a relação de NPSH requerido e disponível deve satisfazer a Eq. (5.1). A partir dos resultados, tem-se que com a pressão de sucção mínima igual a 0,33 kgf/cm² (man), sendo necessário um *head* da bomba igual a 113 m para se ter a pressão de descarga discutida anteriormente.

$$NPSH_{disponível} - NPSH_{requerido} \geq 1m \qquad (5.1)$$

Durante a operação normal de um trocador de calor, as superfícies são freqüentemente sujeitas à deposição de impurezas, formando incrustação. A deposição subseqüente de incrustação sobre a superfície pode aumentar bastante a resistência à transferência de calor entre os fluidos e também a perda de carga. Assim, a Fig. 5.11 apresenta um gráfico representando várias curvas do *head* da bomba e do *head*

necessário para o aumento de perda de carga no P-21XX. Observa-se que a curva com diferença de pressão igual a zero representa a curva atual do sistema e, a curva para o delta de pressão igual a 1,6 kgf/cm² representa a perda de carga do permutador limpo na vazão máxima e, os demais ΔP representam a perda de carga do resfriador a ar com incrustação. As perdas de carga do *air cooler* para as demais vazões foram determinadas a partir do *software* HTRI *Xchanger Suíte,* apresentadas na Tabela 5.9. Para a construção deste gráfico, foi considerada uma pressão constante de 5,5 kgf/cm² (man) na PIC-2129, o que resultou em uma pressão de sucção constante igual a 1,22 kgf/cm² (a), temperatura do fluido igual a 90ºC e densidade a 966,7 kg/m³ para esta condição.

Tabela 5.9 Perda de carga do resfriador a ar P-21XX.

Vazão (m³/h)	Perde de Carga (kgf/cm²)
60	0,419
70	0,553
80	0,703
100	1,055
110	1,192
130	1,621

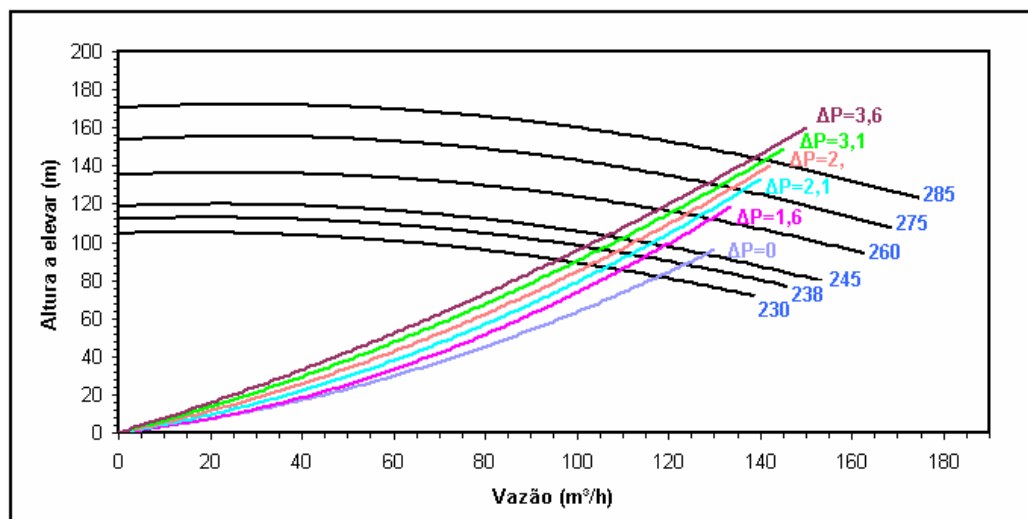



Figura 5.11 Curvas características da bomba B-2177, onde a curva a atual é a de diâmetro igual a 238,8 mm.

Sabendo-se que atualmente o diâmetro do seu rotor é igual a 238,8 mm, nestas condições de operação, o *head* fornecido por este não será o suficiente. Para se evitar a limpeza constante do novo resfriador então, sugere-se um diâmetro do rotor igual a 275

mm. Para caso de *head* requerido menor, a bomba possui um inversor de freqüência, o qual diminui a rotação do rotor, controlando-se a vazão.

5.7.3 BOMBA B-2139

Uma vez definida a pressão mínima necessária para a boa operação da bomba B-2177, deve verificar a pressão de descarga da bomba B-2139. Partindo-se de uma pressão mínima igual a 5,5 kgf/cm² (g) e máxima de 6,0 kgf/cm² (g) na PIC-2129, tem-se uma pressão de descarga necessária na bomba B-2139 igual a 9,59 kgf/cm² (a) e 10,09 kgf/cm² (a), respectivamente. Os cálculos de pressão foram baseados nas Figs. 1 e 3 para uma vazão de água retificada igual a 30 m³/h, onde a controladora de nível no fundo da torre T-2106 se encontra totalmente aberta. As perdas de carga consideradas foram 1,5 kgf/cm² para a LIC-2109; 0,43 kgf/cm² por casco para o P-2155 e 0,2 kgf/cm² para o P-2154. Sendo a pressão atual de descarga desta bomba igual a 8,64 kgf/cm² (man), o *head* do sistema será atendido apenas quando a PIC-2129 se encontrar em 5,5 kgf/cm² de pressão manométrica, tendo um pouco de dificuldade para pressões superiores.

5.7.4 BOMBA B-2704

A verificação da pressão de descarga desta bomba foi realizada a partir de cálculos de perda de carga baseada nas seguintes propriedades do fluido, no caso, água retificada a 120ºC. Onde foi considerada a vazão máxima igual a 60 m³/h de água retificada proveniente da T-2702 e mínima igual a 30 m³/h.

- **Densidade:** 939,00 kg/m³;
- **Viscosidade:** 0,2246 cP;

Os cálculos partiram da consideração da PIC-2129 em pressão máxima igual a 6 kgf/cm² (g), o que resultou em uma pressão a montante do resfriador a ar igual a 4,75 kgf/cm² (a). Tal pressão está coerente, uma vez que o PI-21888, apresentado na Fig. 5.12, atualmente assume uma pressão igual a 4,77 kgf/cm² (g), o que pode ser conseqüência da incrustação nos resfriadores existentes.

A Fig. 5.13 apresenta as perdas de cargas consideradas no trecho entre o resfriador a ar P-2137 e as bombas B-2704 A/B.

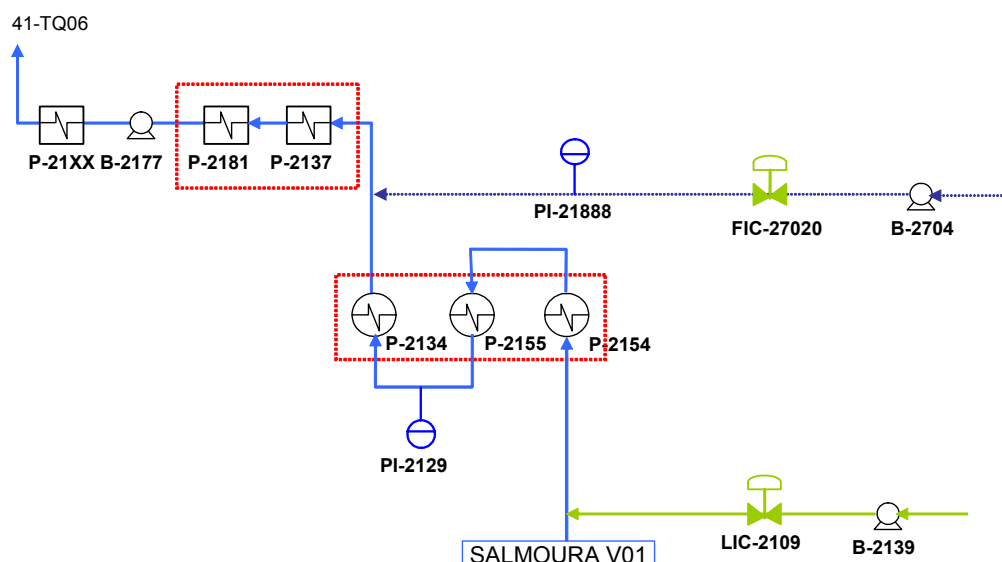



Figura 5.12 Fluxograma esquemático da corrente 19.

Cálculo de Perda de Carga

Dados_Fluido	Projeto	Transf.	
Vazão (t/h)	60,0	(kg/s)	16,67
Temperatura (ºC)	120,0		
Densidade (kg/m³)	939,0	Vol espec	0,001065
Viscosidade (cP)	0,2246		
Velocidade (m/s)	1,0544		
g (m/s²)	9,7872		
gc (kg*m/kgf*s²)	9,8067		
g/gc (kgf/kg)	0,9980		
Pressão de Vapor (kgf/m²)	2,4000	Pa	235359,60

Dados_Tubulação			
Classe	AA		
Material	Aço Carbono		
Diâmetro			
Nominal (pol)	6	sch 80	
Interno (m)	0,1464		
Área (m²)	0,01683		
Interno (mm)	146,4		

Tipo de Escoamento			
Rugosidade (mm)	0,04572		
Rugosidade relativa	0,000312295		
Re	645368,9		
Re limite total turb (ReTT)	1793175,85		
Fator fric Re_laminar	9,91681E-05		
Fator fric Re_transição	2,2256E+11		
Fator fric turb total_p/ acessórios	0,015065		
Fator fric turbulento_iterativo	0		
Fator adotado_p/ trecho reto	0		

Acessórios	Quantidade	x	K
Curva de 90º	60	30	27,1174
Curva de 45º	16	16	3,8567
Válvula Gaveta	6	8	0,7231
Válvula Esfera		3	0,0000
Check Valves	1	50	0,7533
Válvula Macho		18	0,0000
Válvula Globo		340	0,0000
Tê (fluxo)	6	20	1,8078
Tê (derivação)	2	60	1,8078
Redução Gradual		0,0000	0,0000
Redução Brusca	1	0,0000	0,0000
Expansão Gradual	1	0,0000	0,0000
Expansão Brusca		0,0000	0,0000
*Saída de tubo	1	1	1
*Entrada de tubo		0,78	0
Total			37,07

Trecho Reto	
Comprimento (m)	319,616
K	0

Perda de Carga		
Perda de Carga [linha + acidentes]		
(m)	2,11	
(kgf/cm²)	0,1973	
Altura geométrica (m)	5,14	SOBE
ΔP devido à altura (kgf/cm²)	0,48	
ΔP da válvula de controle (kgf/cm²)	6,00	

Resultados	
ΔP entre os trechos (kgf/cm²)	-6,68
Pressão inicial no trecho (kgf/cm²)	11,431
Pressão final no trecho (kgf/cm2)	4,752

Figura 5.13 Perdas de cargas consideradas para a corrente 22.

A perda de carga na válvula foi definida a partir do PI-21888 e a pressão de descarga da bomba obtida a partir de sua folha de dados, resultando em uma perda de carga na válvula igual a 6,0 kgf/cm².

Dessa forma, a pressão de descarga na bomba resultante é igual a 11,43 kgf/cm² (a), podendo-se concluir que as bombas B-2704 A/B satisfazem os requisitos do sistema.

5.8 ESTIMATIVA DE CUSTOS

O custo total estimado é igual a US$ 370.000,0. Este resultado foi obtido a partir da literatura adequada, como apresenta os próximos subitens.

5.8.1 ESTIMATIVA DE CUSTO DO RESFRIADOR A AR

Segundo o Manual de Estimativa de Custo do Abastecimento, o custo unitário médio de um *air cooler* em função da área de troca (A) em m², incluindo feixe, motor, hélice, veneziana e estruturas é descrito segundo a Eq (5.2). e Eq. (5.3).

- Tubos em aço carbono;

$$C_{unitário} = 60 \times \left(\frac{A}{1000} \right)^{-0,23} \text{ US\$/m}^2 \qquad (5.2)$$

- Tubos em aço inox 304;

$$C_{unitário} = 150 \times \left(\frac{A}{1000} \right)^{-0,52} \text{ US\$/m}^2 \qquad (5.3)$$

Sendo a área de troca térmica 10352,5 m², tem-se um custo unitário igual a US$ 35,05 por m² quando construído em aço carbono e, US$ 44,5 por m² quando em aço inox. Contudo, optou-se pela construção do novo resfriador a ar em latão. Utilizando o resultado para aço carbono, tem-se uma estimativa de custo total igual cujo custo total será igual a US$ 362.855,2.

5.8.2 INSTRUMENTAÇÃO

Segundo o Manual de Estimativa de Custo do Abastecimento, obteve-se os seguintes valores médio e unitário para a instrumentação:

- Transmissor US$ 600,00;
- Conversor P/I US$ 700,00;
- Conversor I/P US$ 400,00;

Materiais para interligação de instrumentação de campo à casa de controle (cabos, multicabos, bandejas, acessórios, etc), bem como para interligação ao processo (manifolds, conectores, etc): 30% sobre o custo da instrumentação de campo (inclui sensores, transmissores, e válvulas de controle).

Dessa forma, tem-se a instalação de 4 medidores de pressão e 2 medidores de temperatura, resultante um custo total de US$ 4.680,00.

5.8.3 CUSTO ESTIMADO DE TUBULAÇÃO

Segundo o Manual de estimativa de custo do abastecimento, o valor unitário por tonelada de tubo de aço carbono com costura é igual a 1.200,00 US$/ton. Uma vez que o metro de tubo de aço carbono de 6" de diâmetro no Schedule 40 tem 28,23 kg, tendo-se aproximadamente 80 metros deste tubo (valor estipulado), o custo estimado para a tubulação é igual a US$ 2.235,00.

5.9 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

As simulações no *software* HTRI *Xchanger Suíte* definiram as características e dimensões do novo resfriador a ar, onde espera-se que com este a temperatura de salmoura se encontre abaixo da temperatura requerida no tanque dreneiro, TQ-4106. Para tanto, este permutador deve ser instalado a jusante das bombas B-2177 A/B.

Como a instalação de um novo *air cooler* representa a adição de uma perda de carga ao sistema, foi necessário analisar a perda de carga total e também a altura de elevação da bomba (*head*). A partir dos cálculos realizados foram obtidas as curvas do sistema para as B-2177 A/B. Considerando-se que a pressão máxima na PIC-2129 é de 6,0 kgf/cm² (g), estabeleceu-se que o rotor desta bomba deve ser trocado de um diâmetro de 238,8 mm para outro de diâmetro igual 275 mm, para tanto, será preciso analisar também o motor destas para operarem com o novo rotor.

A partir de uma análise crítica do sistema atual, observou-se que a temperatura máxima de salmoura na sucção das bombas B-2177A/B é de 90ºC, para tanto estas devem ser avaliadas para operarem com essa temperatura de operação e com uma temperatura máxima de 90ºC.

Com o propósito de proteger estas bombas do fenômeno de cavitação, a partir da definição de temperatura máxima na sucção destas, foi realizada uma análise do NPSH disponível, onde se definiu a pressão mínima de sucção igual a 0,33 kgf/cm² (g).

Para se ter um melhor acompanhamento da pressão no sistema e da eficiência de troca térmica, sugeriu-se a instalação de medidores de pressão e temperatura com dados disponíveis no SDCD.

Dessa forma, espera-se que com as modificações realizadas, apresentada na Fig. 5.14 em Anexo, o sistema de envio de salmoura e água retificada não apresentem problemas relacionados a pressão e temperatura.

5.10 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Crane, *Flow of Fluids Through Valves Fittings and Pipe,* Publication 410M (metric Edition), Crane Co.

CROQUI-SEP-2489-T-002.

CROQUI-SEP-2489-T-003.

CROQUI-SEP-2489-T-004.

CROQUI-SEP-2489-T-005.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-003-A4. IS-290-JG-2100-4(x3)-20-10719.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-004-A4. IS-290-JG-2100-4(x3)-20-10720.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-004-A4-PP25. IS-295-RE-2100-3-20-10741.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-004-A4-PP25. IS-295-RE-2100-3-20-19328.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-004-A4-PP25. IS-295-RE-2100-3-20-10129.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0031-A4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10729.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0033-A4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10730.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0034-B4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10731.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0034-B4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10732.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0034-B4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10733.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0034-B4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10734.

Desenho Isométrico para a Linha 6”-AG-2100-0034-B4. IS-295-RE-2100-4(x3)-20-10734.

Dimensionamento de Linhas e Bombas Novas de Salmoura das Dessalgadoras e Drenagens do Petróleo para Tanque Dreneiro. MC-5295.00-6310-941-PEI-002.

Especificação da Temperatura de Envio da Salmoura para o TQ-4106. MD-XXX-RE-2100-X-X-X.

Fluxograma de Engenharia da Unidade de Retificação de Águas Ácidas. DE-290-JG-2100-0-20-34.

Fluxograma de Engenharia da Unidade Destilação Atmosférica e Vácuo. DE-290-JG-2100-0-20-019.

Folha de dados da bomba B-2139. RM-290-JG-2100-4-32-37.

Folha de dados da bomba B-2177. FD-295-PEI-2100-4-32-1.

Folha de dados da bomba B-2704.

Folha de dados do P-2134. R-7640.21-E021 Pag 2.

Folha de dados do P-2137. RM-290-2100-37-010.

Folha de dados do P-2181. FD-5295.00-5126-455-JEI-001.

Folha de dados do TQ-4106. RM-290-JG-4100-XX-48-00002.

Manual de Estimativa de Custo do Abastecimento

Memorial Descritivo do Projeto. MD-5295.00-6310-940-PEI-001.

Projeto Conceitual de Processo. MD-XXX-RE-XXX-X-XX-X.

5.11 ANEXOS

ANEXO I: SIMULAÇÃO DO *AIR COOLER* P-2137

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:

Petrobras

Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 10:31 SN: 1500211691 **Krause Units**

Análise de Trocadores de calor - P-2137

Vazão Máxima

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)		450057,565		130000,003
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	75,48	125,00	87,39
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	61,60	99,03	84,47	121,82
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)	-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	16,979	0,000	1,396	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		8,34		2,19
- In/Out	(m/s)			2,22	2,23
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	43,74
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	11601,7
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	37,061
Hot regime		Sens. Liquid
Cold regime		Sens. Gas
EMTD	(Deg C)	53,0
Duty	(MM kcal/hr)	4,921

Actual U	(kcal/m2-hr-C)	22,160
Required U	(kcal/m2-hr-C)	22,364
Area	(m2)	4148,70
Overdesign	(%)	-0,91

Unit Geometry			
Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		4148,70
Bare area	(m2)		175,549
Bundle width	(mm)		2326,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	102,26	102,26
Velocity	(m/s)	2,34	2,27
R-V-SQ	(kg/m-s2)	5146,74	4997,51
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,029	0,018

Tube Geometry		
Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	6799,917
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	66,700
Long pitch	(mm)	54,762
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	5
Tubecount	(--)	165
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Carbon steel

Fan Geometry		
No/bay	(--)	2
Fan ring type		Bell
Diameter	(mm)	2850,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	19,53
Tip clearance	(mm)	14,248
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry		
Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	82,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,78	3,29
Maximum	(m/s)	7,75	6,74
Flow	(100 m3/min)	71,809	62,435
Velocity pressure	(mmH2O)	4,698	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	16,744	

Thermal Resistance; %	
Air	50,67
Tube	5,77
Fouling	40,21
Metal	3,35
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	98,62			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	1,38	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:

Petrobras

Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 10:45 SN: 1500211691 **Krause Units**

Análise de Trocadores de calor - P-2137

Vazão Normal

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		**Outside**		**Tubeside**	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)		450057,565		99999,998
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	72,44	125,00	79,34
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	56,73	97,28	76,16	120,91
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)	-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	16,767	0,000	0,873	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		8,27		1,68
- In/Out	(m/s)			1,70	1,71
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	43,72
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	9232,47
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	36,154
Hot regime		Sens. Liquid
Cold regime		Sens. Gas
EMTD	(Deg C)	50,6
Duty	(MM kcal/hr)	4,593

Actual U	(kcal/m2-hr-C)	21,832
Required U	(kcal/m2-hr-C)	21,888
Area	(m2)	4148,70
Overdesign	(%)	-0,26

Unit Geometry			
Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		4148,70
Bare area	(m2)		175,549
Bundle width	(mm)		2326,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	102,26	77,93
Velocity	(m/s)	1,80	3,00
R-V-SQ	(kg/m-s2)	3045,41	8722,33
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,017	0,031

Tube Geometry		
Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	6799,917
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	66,700
Long pitch	(mm)	54,762
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	5
Tubecount	(--)	165
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Carbon steel

Fan Geometry		
No/bay	(--)	2
Fan ring type		Bell
Diameter	(mm)	2850,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	19,34
Tip clearance	(mm)	14,248
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry		
Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	82,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,78	3,29
Maximum	(m/s)	7,75	6,74
Flow	(100 m3/min)	71,809	62,435
Velocity pressure	(mmH2O)	4,698	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	16,533	

Thermal Resistance; %	
Air	49,94
Tube	7,14
Fouling	39,61
Metal	3,30
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	98,60			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	1,40	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 10:52 SN: 1500211691 **Krause Units**

Análise de Trocadores de calor - P-2137

Vazão Mínima

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions			Outside		Tubeside	
Fluid name					Água Retificada	
Fluid condition				Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)			450057,565		80000,001
Weight fraction vapor, In/Out			1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)		30,00	69,34	125,00	72,07
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)		52,39	95,45	68,74	119,93
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)		-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O)	(kgf/cm2)	16,560	0,000	0,597	0,000
Midpoint velocity	(m/s)			8,21		1,34
- In/Out	(m/s)				1,36	1,36
Heat transfer safety factor	(--)			1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)			0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	43,71	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	21,491
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	7570,35	Required U	(kcal/m2-hr-C)	21,309
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	35,229	Area	(m2)	4148,70
Hot regime		Sens. Liquid	Overdesign	(%)	0,86
Cold regime		Sens. Gas			
EMTD	(Deg C)	48,2			
Duty	(MM kcal/hr)	4,257			

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		4148,70
Bare area	(m2)		175,549
Bundle width	(mm)		2326,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	77,93	77,93
Velocity	(m/s)	2,48	2,39
R-V-SQ	(kg/m-s2)	5779,62	5557,27
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,032	0,020

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Bell
Diameter	(mm)	2850,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	19,15
Tip clearance	(mm)	14,248
Efficiency	(%)	65

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,78	3,29
Maximum	(m/s)	7,75	6,74
Flow	(100 m3/min)	71,809	62,435
Velocity pressure	(mmH2O)	4,698	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	16,325	

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	6799,917
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	66,700
Long pitch	(mm)	54,762
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	5
Tubecount	(--)	165
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Carbon steel

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	82,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Thermal Resistance; %

Air	49,18
Tube	8,58
Fouling	38,99
Metal	3,24
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	98,58			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	1,42	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

ANEXO II: SIMULAÇÃO DO *AIR COOLER* P-2181

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 10:56 SN: 1500211691 **Krause Units**
Análise de Trocadores de calor - P-2181
Vazão Máxima
Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)		451851,798		130000,003
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	63,31	88,00	60,21
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	47,15	74,69	58,19	85,82
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)	-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	17,978	0,000	1,229	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		7,26		1,81
- In/Out	(m/s)			1,83	1,80
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	41,93
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	8636,19
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	35,915
Hot regime		Sens. Liquid
Cold regime		Sens. Gas
EMTD	(Deg C)	27,2
Duty	(MM kcal/hr)	3,618

Actual U	(kcal/m2-hr-C)	21,745
Required U	(kcal/m2-hr-C)	21,593
Area	(m2)	6154,23
Overdesign	(%)	0,70

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		6154,23
Bare area	(m2)		260,411
Bundle width	(mm)		2140,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	102,26	102,26
Velocity	(m/s)	2,27	2,24
R-V-SQ	(kg/m-s2)	4999,60	4915,93
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,028	0,018

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8534,896
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	63,500
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	6
Tubecount	(--)	198
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3658,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,58
Driver power	(kW)	17,84
Tip clearance	(mm)	18,290
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	83,6
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,29	2,86
Maximum	(m/s)	6,92	6,02
Flow	(100 m3/min)	72,096	62,684
Velocity pressure	(mmH2O)	1,744	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	16,410	

Thermal Resistance; %

Air	51,86
Tube	7,61
Fouling	39,46
Metal	1,07
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	91,28			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	8,72	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:

Petrobras

Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:00 SN: 1500211691 **Krause Units**

Análise de Trocadores de calor - P-2181

Vazão Normal

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)		451851,798		99999,998
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	56,59	80,00	51,12
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	41,73	67,19	49,31	77,42
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)	-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	17,593	0,000	0,815	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		7,17		1,38
- In/Out	(m/s)			1,40	1,38
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	41,91	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	21,253
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	6641,25	Required U	(kcal/m2-hr-C)	21,223
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	34,594	Area	(m2)	6154,23
Hot regime		Sens. Liquid	Overdesign	(%)	0,14
Cold regime		Sens. Gas			
EMTD	(Deg C)	22,1			
Duty	(MM kcal/hr)	2,888			

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8534,896
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	63,500
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	6
Tubecount	(--)	198
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		6154,23
Bare area	(m2)		260,411
Bundle width	(mm)		2140,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	77,93	77,93
Velocity	(m/s)	3,00	2,95
R-V-SQ	(kg/m-s2)	8726,00	8586,96
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,049	0,031

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	83,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3658,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,58
Driver power	(kW)	17,49
Tip clearance	(mm)	18,290
Efficiency	(%)	65

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,29	2,86
Maximum	(m/s)	6,92	6,02
Flow	(100 m3/min)	72,096	62,684
Velocity pressure	(mmH2O)	1,744	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	16,025	

Thermal Resistance; %

Air	50,70
Tube	9,67
Fouling	38,57
Metal	1,06
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	91,09			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	8,91	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:

Petrobras

Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:03 SN: 1500211691 **Krause Units**

Análise de Trocadores de calor - P-2181

Vazão Mínima

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

No Data Check Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		**Outside**		**Tubeside**	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(kg/hr)		451851,798		80000,001
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	50,97	73,00	44,51
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	37,87	60,75	42,98	70,08
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2G)	-0,106	-0,108	-1,033	-1,033
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	17,284	0,000	0,545	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		7,10		1,10
- In/Out	(m/s)			1,11	1,10
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	41,91
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	5302,13
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	33,263
Hot regime		Sens. Liquid
Cold regime		Sens. Gas
EMTD	(Deg C)	17,9
Duty	(MM kcal/hr)	2,277

Actual U	(kcal/m2-hr-C)	20,743
Required U	(kcal/m2-hr-C)	20,699
Area	(m2)	6154,23
Overdesign	(%)	0,21

Unit Geometry			
Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		6154,23
Bare area	(m2)		260,411
Bundle width	(mm)		2140,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	77,93	77,93
Velocity	(m/s)	2,39	2,35
R-V-SQ	(kg/m-s2)	5560,39	5479,61
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,031	0,020

Tube Geometry		
Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8534,896
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	63,500
Number of passes	(--)	6
Number of rows	(--)	6
Tubecount	(--)	198
Tubecount Odd/Even	(--)	33 / 33
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Fan Geometry		
No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3658,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,58
Driver power	(kW)	17,21
Tip clearance	(mm)	18,290
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry		
Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	83,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	3,29	2,86
Maximum	(m/s)	6,92	6,02
Flow	(100 m3/min)	72,096	62,684
Velocity pressure	(mmH2O)	1,744	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	15,716	

Thermal Resistance; %	
Air	49,50
Tube	11,82
Fouling	37,63
Metal	1,04
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	90,93			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	9,07	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

ANEXO III: SIMULAÇÃO DO *AIR COOLER* P-21XX

Output Summary Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:08 SN: 1500211691 **MKH Units**

Análise de Trocadores de calor - P-21XX

Caso Extremo

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

See Data Check Messages Report for Warning Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions			**Outside**		**Tubeside**	
Fluid name					Água Retificada	
Fluid condition				Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(1000-kg/hr)			432,807		130,000
Weight fraction vapor, In/Out			1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)		30,00	72,55	90,00	55,97
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)		45,60	81,51	54,26	88,53
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2A)		0,927	0,925	0,000	0,000
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O)	(kgf/cm2)	16,207	0,000	1,621	0,000
Midpoint velocity	(m/s)			5,60		1,70
- In/Out	(m/s)				1,68	1,69
Heat transfer safety factor	(--)			1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)			0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	37,52
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	8102,91
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	32,389
Hot regime		Sens. Liquid
Cold regime		Sens. Gas
EMTD	(Deg C)	21,2
Duty	(MM kcal/hr)	4,428

Actual U	(kcal/m2-hr-C)	20,400
Required U	(kcal/m2-hr-C)	20,203
Area	(m2)	10352,5
Overdesign	(%)	0,97

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		10352,5
Bare area	(m2)		438,057
Bundle width	(mm)		2584,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	102,26	102,26
Velocity	(m/s)	2,28	2,23
R-V-SQ	(kg/m-s2)	5006,52	4905,31
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,028	0,018

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8799,893
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	54,991
Number of passes	(--)	9
Number of rows	(--)	8
Tubecount	(--)	320
Tubecount Odd/Even	(--)	40 / 40
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3416,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	15,87
Tip clearance	(mm)	17,080
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	85,3
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	2,53	2,20
Maximum	(m/s)	5,26	4,57
Flow	(100 m3/min)	69,057	60,042
Velocity pressure	(mmH2O)	2,104	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	14,315	

Thermal Resistance; %

Air	54,37
Tube	7,61
Fouling	37,02
Metal	1,00
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	88,33			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	11,67	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:11 SN: 1500211691 **MKH Units**

Análise de Trocadores de calor - P-21XX

Vazão Máxima

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

See Data Check Messages Report for Warning Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions			Outside		Tubeside	
Fluid name					Água Retificada	
Fluid condition				Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(1000-kg/hr)			432,807		130,000
Weight fraction vapor, In/Out			1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)		30,00	51,17	60,00	43,04
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)		37,75	55,68	42,09	59,16
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2A)		0,927	0,925	0,000	0,000
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O)	(kgf/cm2)	15,357	0,000	1,672	0,000
Midpoint velocity	(m/s)			5,43		1,69
- In/Out	(m/s)				1,65	1,68
Heat transfer safety factor	(--)			1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)			0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	37,35	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	20,119
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	7067,75	Required U	(kcal/m2-hr-C)	19,937
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	31,686	Area	(m2)	10352,5
Hot regime		Sens. Liquid	Overdesign	(%)	0,91
Cold regime		Sens. Gas			
EMTD	(Deg C)	10,7			
Duty	(MM kcal/hr)	2,202			

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		10352,5
Bare area	(m2)		438,057
Bundle width	(mm)		2584,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	102,26	102,26
Velocity	(m/s)	2,24	2,22
R-V-SQ	(kg/m-s2)	4915,41	4876,62
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,028	0,017

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8799,893
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	54,991
Number of passes	(--)	9
Number of rows	(--)	8
Tubecount	(--)	320
Tubecount Odd/Even	(--)	40 / 40
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3416,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	15,13
Tip clearance	(mm)	17,080
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	85,6
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	2,53	2,20
Maximum	(m/s)	5,26	4,57
Flow	(100 m3/min)	69,057	60,042
Velocity pressure	(mmH2O)	2,104	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	13,465	

Thermal Resistance; %

Air	53,87
Tube	8,60
Fouling	36,50
Metal	1,02
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	87,68			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	12,32	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:

Petrobras

Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:13 SN: 1500211691 **MKH Units**

Análise de Trocadores de calor - P-21XX

Vazão Normal

Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

See Data Check Messages Report for Warning Messages.

See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(1000-kg/hr)		432,807		100,000
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	44,32	52,00	37,09
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	34,13	48,15	36,44	51,08
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2A)	0,927	0,925	0,000	0,000
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	15,048	0,000	1,099	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		5,36		1,29
- In/Out	(m/s)			1,26	1,29
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	37,27	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	19,587
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	5431,00	Required U	(kcal/m2-hr-C)	19,774
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	30,386	Area	(m2)	10352,5
Hot regime		Sens. Liquid	Overdesign	(%)	-0,95
Cold regime		Sens. Gas			
EMTD	(Deg C)	7,3			
Duty	(MM kcal/hr)	1,488			

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		10352,5
Bare area	(m2)		438,057
Bundle width	(mm)		2584,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	77,93	77,93
Velocity	(m/s)	2,95	2,93
R-V-SQ	(kg/m-s2)	8590,49	8537,09
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,048	0,030

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8799,893
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	54,991
Number of passes	(--)	9
Number of rows	(--)	8
Tubecount	(--)	320
Tubecount Odd/Even	(--)	40 / 40
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3416,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	14,86
Tip clearance	(mm)	17,080
Efficiency	(%)	65

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	85,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	2,53	2,20
Maximum	(m/s)	5,26	4,57
Flow	(100 m3/min)	69,057	60,042
Velocity pressure	(mmH2O)	2,104	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	13,157	

Thermal Resistance; %

Air	52,55
Tube	10,90
Fouling	35,54
Metal	1,01
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	87,43			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	12,57	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

Output Summary

Page 1

Released to the following HTRI Member Company:
Petrobras
Petrobras

Xace Ver. 5.00 31/7/2007 11:22 SN: 1500211691 **MKH Units**
Análise de Trocadores de calor - P-21XX
Vazão Mínima
Simulation-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

See Data Check Messages Report for Warning Messages.
See Runtime Message Report for Warning Messages.

Process Conditions		**Outside**		**Tubeside**	
Fluid name				Água Retificada	
Fluid condition			Sens. Gas		Sens. Liquid
Total flow rate	(1000-kg/hr)		432,807		80,000
Weight fraction vapor, In/Out		1,000	1,000	0,000	0,000
Temperature, In/Out	(Deg C)	30,00	38,83	45,00	33,51
Skin temperature, Min/Max	(Deg C)	32,00	41,83	33,12	44,10
Pressure, Inlet/Outlet	(kgf/cm2A)	0,927	0,925	0,000	0,000
Pressure drop, Total/Allow	(mmH2O) | (kgf/cm2)	14,824	0,000	0,739	0,000
Midpoint velocity	(m/s)		5,31		1,03
- In/Out	(m/s)			1,01	1,03
Heat transfer safety factor	(--)		1		1
Fouling	(m2-hr-C/kcal)		0,000000		0,000600

Exchanger Performance

Outside film coef	(kcal/m2-hr-C)	37,22	Actual U	(kcal/m2-hr-C)	19,057
Tubeside film coef	(kcal/m2-hr-C)	4352,81	Required U	(kcal/m2-hr-C)	19,142
Clean coef	(kcal/m2-hr-C)	29,130	Area	(m2)	10352,5
Hot regime		Sens. Liquid	Overdesign	(%)	-0,44
Cold regime		Sens. Gas			
EMTD	(Deg C)	4,6			
Duty	(MM kcal/hr)	0,918			

Tube Geometry

Tube type		High-finned
Tube OD	(mm)	25,400
Tube ID	(mm)	19,863
Length	(mm)	8799,893
Area ratio(out/in)	(--)	30,2209
Layout		Staggered
Trans pitch	(mm)	63,500
Long pitch	(mm)	54,991
Number of passes	(--)	9
Number of rows	(--)	8
Tubecount	(--)	320
Tubecount Odd/Even	(--)	40 / 40
Tube material		Red brass (85 Cu, 15 Zn)

Unit Geometry

Bays in parallel per unit			1
Bundles parallel per bay			2
Extended area	(m2)		10352,5
Bare area	(m2)		438,057
Bundle width	(mm)		2584,
Nozzle		**Inlet**	**Outlet**
Number	(--)	1	1
Diameter	(mm)	77,93	77,93
Velocity	(m/s)	2,35	2,34
R-V-SQ	(kg/m-s2)	5480,74	5456,93
Pressure drop	(kgf/cm2)	0,031	0,019

Fin Geometry

Type		Plain round
Fins/length	fin/meter	433,0
Fin root	mm	25,400
Height	mm	15,900
Base thickness	mm	0,450
Over fin	mm	57,200
Efficiency	(%)	85,7
Area ratio (fin/bare)	(--)	23,6327
Material		Aluminum 1060 - H14

Fan Geometry

No/bay	(--)	2
Fan ring type		Straight
Diameter	(mm)	3416,
Ratio, Fan/bundle face area	(--)	0,40
Driver power	(kW)	14,67
Tip clearance	(mm)	17,080
Efficiency	(%)	65

Airside Velocities		**Actual**	**Standard**
Face	(m/s)	2,53	2,20
Maximum	(m/s)	5,26	4,57
Flow	(100 m3/min)	69,057	60,042
Velocity pressure	(mmH2O)	2,104	
Bundle pressure drop	(mmH2O)	12,932	

Thermal Resistance; %

Air	51,20
Tube	13,23
Fouling	34,58
Metal	0,99
Bond	0,00

Airside Pressure Drop; %

Bundle	87,24			Louvers	0,00
Ground clearance	0,00	Fan guard	0,00	Hail screen	0,00
Fan ring	12,76	Fan area blockage	0,00	Steam coil	0,00

ANEXO VI: FLUXOGRAMA DO PROCESSO

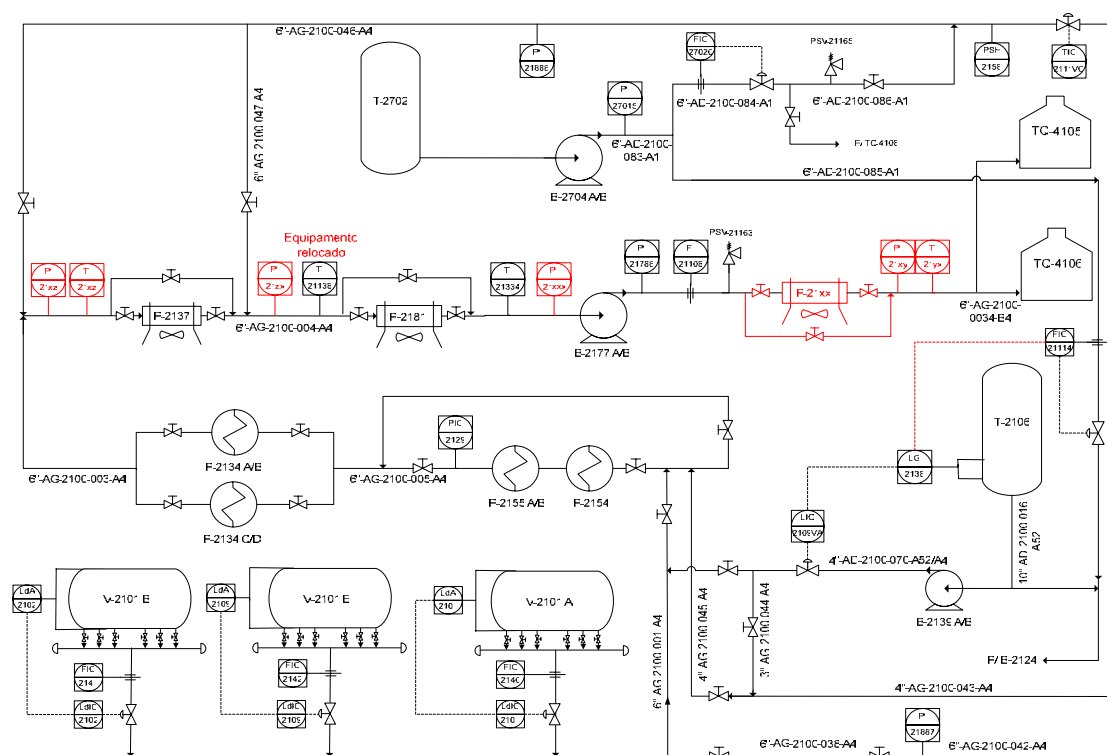



Figura 5.14 Fluxograma atual sendo (—) equipamentos e linhas existentes e (—) modificações sugeridas.

ANEXO V: MEMORIAL DE CÁLCULO

Os cálculos de perda de carga foram realizados de acordo com as equações apresentadas no Cap. III.

ANEXO VI: FOLHA DE DADOS DO *AIR COOLER*

PETROBRAS

FOLHA DE DADOS | EV.

ÍTULO: **RESFRIADOR A AR**

1 - DADOS GERAIS

SERVIÇO: Resfriador a ar para água salgada e/ou retificada.			
OS SEGUINTES ITENS ESTÃO COLOCADOS NA MESMA UNIDADE:			
DIMENSÕES GERAIS:	TIRAGEM: ☐ INDUZIDA ☑ FORÇADA	Nº SEÇÕES: 1	
ÁREA/ITEM - TUBO ALETADO: 10352,5 m²	TUBO LISO: 438,057 m²		
CALOR TROCADO: 6.576.000 kcal/h	DTML (CORRIGIDA): 33,2 ºC		
COEF. DE TRANSFERÊNCIA - TUBO ALETADO	TUBO LISO-SERVIÇO:	LIMPO: kcal/h.m².°C	
ÁREA DISPONÍVEL: 5,2 X 8,8 m	PESO DO FEIXE: kgf		

2 – OPERAÇÃO

LADO DOS TUBOS

FLUIDO: Salmoura e/ou água retificada					DENSIDADE - LÍQUIDO: 0,965 T 90 ºC	
VAZÃO TOTAL: 130.000 kg/h					PONTO DE CONGELAMENTO: °C	
		ENTRADA		SAÍDA	PTO. DE BOLHA: °C	PTO. DE FLUIDEZ: °C
TEMPERATURA °C		90		56,0	CALOR ESPECÍF. (V) (L): 1,005 kcal/kg.°C@ 90 °C	
LÍQUIDO kg/h		130.000		130.000	CALOR LATENTE: kcal/kg	
VAPOR kg/h	PM				CONDUT. TÉRM. (V) (L): 0,5788 kcal/m.°C@ 90 °C	
NÃO CONDENSÁVEIS kg/h	PM				PRESSÃO OPERAÇÃO - ENTRADA: 12,0 kgf/cm²	
VAPOR D'ÁGUA kg/h					PERDA DE PRESSÃO ADMITIDA: kgf/cm²	
ÁGUA kg/h		130.000		130.000	PERDA DE PRESSÃO - CALCULADA: 1,165 kgf/cm²	
VISCOSIDADE(V)(L) cP		0,2223		0,4303	COEF. DE DEPÓSITO INT.: 0,0006 m².°C.h/kcal	

LADO DO AR

VAZÃO DO AR/ITEM: 433.000 NORMAL kg/h	ALTITUDE: 907 m
VAZÃO DE AR/VENTILADOR: m³/h	TEMPERATURA DE ENTRADA: 30 °C
PRESSÃO ESTÁTICA: mm H_2O	TEMPERATURA DE SAÍDA: 72,55 °C
VELOCIDADE FRONTAL: 2,2 NORMAL m/s	TEMP. AMBIENTE MÍN.: 2,2 °C

3 – CONSTRUÇÃO

PRESSÃO DE PROJETO: kgf/cm²	PRESSÃO DE TESTE: kgf/cm²	TEMP. DE PROJETO: °C
FEIXE TUBULAR	**CABEÇOTE**	**TUBOS**
DIMENSÕES: 2,6 X 8,8 m / Nº FILEIRAS:8	TIPO:	MATERIAL: B-466-715
N°/SEÇÕES: 2	MATERIAL:	DIÂM. EXT.: 25,4 ESP.: 2,769 mm
ARRANJO:	N° PASSES: / INCL.: mm/m	N° TUBOS/FEIXE: 320 / COMP.: 8,8 m
FEIXES: ☑ PARAL. ☐ SÉRIE	BUJÕES-TIPO: / MAT.:	PASSO:63,5 mmΔ / LIG. TUBO/ESPELHO:
SEÇÕES: ☑ PARAL. ☐ SÉRIE	MAT. JUNTA:	**ALETAS**
MAT. DA ESTRUT. DO FEIXE:	SOBRESPESSURA P/ CORROSÃO: mm	TIPO:
MISCELÂNEA	DIÂM. BOCAL DE ENTRADA: 4"	MATERIAL: Alumínio
MAT. ESTRUT.: / ESCADA:	DIÂM. BOCAL DE SAÍDA: 4"	DIÂM. EXTERNO: 57,2 mm
MAT. CAM. PLENA: / PLAT.:	CLASSE PRESSÃO:	ESPESSURA: 0,45 mm
CHAVE DE VIBRAÇÃO:	JUNTA BOCAIS:	N°/m: 433

4 - EQUIPAMENTO MECÂNICO

VENTILADOR		**ACIONADOR**		**REDUTOR DE VELOCIDADE**
FABRIC.:	MODELO:	TIPO:	NORMA:	TIPO:
N°/SEÇÕES: 2	kW/VENTILADOR:	N°/SEÇÕES:	hp/ACIONADOR:	N°/ SEÇÕES:
DIÂMETRO: m	rpm:	rpm:		MODELO:
N° PÁS:	PASSO: ☐ MAN. ☐ AUTOM.	TIPO CARCAÇA:		CLASSE DE SERVIÇO AGMA (kW):
MAT. PÁS:	ANG.:	VOLT/FASE/CICLOS: V/ / Hz		TAXA DE REDUÇÃO:
MAT. CUBO:	N. RUÍDO: dB(A)	FABRICANTE:		FABRICANTE:

ACOPLAMENTO	TIPO:	MODELO:	MATERIAL:	FABRICANTE:
CONTROLE	☐ MANUAL ☐ AUTOMÁTICO	☐ CONTR. ABERT. VENEZIANA	☐ PASSO PÁS VENT.	☐ VAR. VELOC. VENT.
	AÇÃO NA FALTA DE AR	PASSO VENTILADOR: MÍN./MÁX.	VENEZ.: ABERTA/FECHADA	VELOC. VENTILADOR
NOTAS: 1- O fornecedor deverá preencher todos os espaços em brancos com as informações requeridas;				

FORMULÁRIO PERTENCENTE À NORMA PETROBRAS N-1586 REV. B ANEXO A - FOLHA 02/04.

ANEXO VII: FOLHA DE DADOS DE INSTRUMENTAÇÃO

BR PETROBRAS

FOLHA DE DADOS DE PROCESSO — EV.

TÍTULO: **TEMPERATURA**

				T-21XZ	T-21YX		
01	IDENTIFICAÇÃO			**T-21XZ**	**T-21YX**		
02	GERAL	FLUIDO		SALMOURA	SALMOURA		
03	GERAL	ESTADO FÍSICO		LÍQUIDO	LÍQUIDO		
04	GERAL	EQUIP. OU DIÂM. NOM. DA LINHA, in		6”	6”		
05	TEMPERATURA	OPERAÇÃO, °C		125	50		
06	TEMPERATURA	MÁXIMA, °C		140	80		
07	TEMPERATURA	MÍNIMA, °C		60	20		
08	TEMPERATURA	PROJETO, °C					
09	TEMPERATURA	ALARME	BAIXA / MUITO BAIXA, °C	60	20		
10	TEMPERATURA	ALARME	ALTA / MUITO ALTA, °C	140	60		
11	TEMPERATURA	PARADA					
12	PRESSÃO DE PROJETO MAN., (kgf/cm^2)			3,83	9,0		
13	FLUXOGRAMA			DE-290-JG-2100-0-20-34			

NOTAS: OS SEGUINTES MEDIDORES DEVEM TER SEUS DADOS DISPONÍVEIS NO SDCD.

BR PETROBRAS

FOLHA DE DADOS DE PROCESSO — REV.

TÍTULO: **PRESSÃO**

				PI-21XZ	PI-21ZX	PI-21XX	
01	IDENTIFICAÇÃO			**PI-21XZ**	**PI-21ZX**	**PI-21XX**	
02	GERAL	FLUIDO		SALMOURA	SALMOURA	SALMOURA	
03	GERAL	ESTADO FÍSICO		LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	
04	GERAL	EQUIP. OU DIÂM. NOM. DA LINHA, in		6”	6”	6”	
05	PRESSÃO	OPERAÇÃO, kgf/cm² (g)		4,0	2,0	0,6	
06	PRESSÃO	MÁXIMA, kgf/cm² (g)		10,0	10,0	4,0	
07	PRESSÃO	MÍNIMA, kgf/cm² (g)		0,0	0,0	0,0	
08	PRESSÃO	PROJETO, kgf/cm² (g)		4,0	2,0	0,5	
09	PRESSÃO	ALARME	BAIXA / MUITO BAIXA, kgf/cm² (g)	2,5	1,0	0,3	
10	PRESSÃO	ALARME	ALTA / MUITO ALTA, kgf/cm² (g)	8,0	4,0	4,0	
11	PRESSÃO	PARADA					
12	TEMPERATURA DE PROJETO, (ºC)			125	80	60	
13	FLUXOGRAMA			DE-290-JG-2100-0-20-34			

NOTAS: OS SEGUINTES MEDIDORES DEVEM TER SEUS DADOS DISPONÍVEIS NO SDCD.

CAP VI SIMULAÇÃO DE RESFRIADOR A AR

SUPERVISOR: ANDERSON DAGOSTIN PAVEI

6 ACOMPANHAMENTO DE RESFRIADOR A AR

6.1 INTRODUÇÃO

A transferência de calor a partir de um banco (ou feixe) de tubos no escoamento cruzado é relevante em numerosas aplicações industriais, tais como na geração de vapor em uma caldeira ou no resfriamento de ar na serpentina de um condicionador de ar. Tipicamente, um fluido se move sobre os tubos, enquanto um segundo fluido a uma temperatura diferente passa através dos tubos, caracterizando um *escoamento externo* e um *escoamento interno*. No escoamento externo, as camadas limites de contorno desenvolvem-se livremente, sem restrições impostas pelas superfícies. Ao contrário, um escoamento interno, é aquele para o qual o fluido é confinado por uma superfície.

Durante a operação normal de um trocador de calor, as superfícies são freqüentemente sujeitas à deposição de impurezas, à formação de poeira ou a outras reações entre o fluido e o material da parede, formando incrustação. A deposição subseqüente de uma película ou de incrustação sobre a superfície pode aumentar bastante a resistência à transferência de calor entre os fluidos.

Dessa forma, o principal objetivo deste trabalho é desenvolver uma planilha de acompanhamento para *air coolers*, obtendo os coeficientes de convecção para as condições de escoamento, além do coeficiente global de transferência de calor, o qual está relacionado à resistência térmica total, apresentando importância prática.

6.2 DADOS DO PROCESSO

A construção de uma planilha de acompanhamento de *air coolers* foi baseada nas seguintes propriedades do fluido quente, no caso água retificada, em uma temperatura média de 90ºC:

- **Densidade (ρ):** 943,77 kg/m³;
- **Viscosidade (μ):** 0,2323 cP;

- **Calor Específico (c_P):** 4258,8 J/kg.K;
- **Condutividade Térmica (k):** 0,6864 W/m.K;
- **Número de Prandtl (Pr):** 1,441

Já as propriedades do ar foram obtidas para uma temperatura média de 45ºC:

- **Densidade (ρ):** 1,1614 kg/m³;
- **Viscosidade Cinemática (ν):** 0,00001589 m²/s;
- **Calor Específico (c_P):** 1007 J/kg.K;
- **Condutividade Térmica (k):** 0,0274 W/m.K;
- **Número de Prandtl (Pr):** 0,705
- **Número de Prandtl (Pr_s):** 0,701

É importante observar que a consideração de propriedades de fluido constantes é freqüentemente implícita nos resultados. Contudo, sabe-se que as propriedades do fluido variam com a temperatura através da camada limite e que essa variação pode certamente influenciar a taxa de transferência de calor.

6.3 DESCRITIVO DE CÁLCULO

Para projetar ou prever o desempenho de um trocador de calor, ou resfriador a ar, é essencial relacionar a taxa total de transferência de calor à grandezas tais como as temperaturas de entrada e saída do fluido quente, o coeficiente global de transferência de calor e a área total da superfície de transferência.

Como se tem dois tipos de escoamento em resfriadores a ar, a transferência de calor é tratada de forma distinta para estes. Contudo, se a perda de calor para o ambiente for desprezível, a taxa total de transferência de calor entre os fluidos quente e frio é igual, segundo a Eq. (6.1).

$$Q_{FLUIDO} = Q_{AR} \tag{6.1}$$

Adicionalmente, os fluidos não estão sofrendo mudança de fase e como foram consideradas as propriedades, como os calores específicos, constantes, obtêm-se as Eqs. (6.2) e (6.3), onde as temperaturas que aparecem nas expressões referem-se à

temperaturas médias do fluido nas posições designadas, tal que os índices *f* e *e* são na saída e entrada do tubo, respectivamente, enquanto que *o* e *i,* representam a saída e entrada do ar, respectivamente.

$$Q_{FLUIDO} = \dot{m} \cdot c_P \cdot (T_F - T_e) \tag{6.2}$$

$$Q_{AR} = \dot{m} \cdot c_P \cdot (T_o - T_i) \tag{6.3}$$

Espera-se que, para cada *air cooler,* tem-se uma instrumentação adequada para aquisição dos dados de entrada de vazão, temperatura de entrada e saída do fluido quente, e temperatura de entrada do ar. Como a aquisição da temperatura de saída do ar é inviável, essa é obtida a partir da substituição da Eq. (6.3) no balanço de energia, Eq. (6.1).

A partir disto, calcula-se os coeficientes convectivos de cada fluido levando-se em consideração o seu tipo de escoamento.

6.3.1 ESCOAMENTO EXTERNO

O escoamento de um fluido sobre um banco de tubos é influenciado principalmente pelo arranjo geométrico deste, onde as fileiras de tubos podem estar alinhadas ou em quincôncios na direção da velocidade do fluido. Neste caso em especial, tem-se uma configuração em quincôncios, onde a configuração é caracterizada pelo diâmetro do tubo (D) e pelos passos transversal (S_T) e longitudinal (S_L) medidos entre os centros dos tubos.

Uma vez que o fluido pode estar submetido a uma grande variação na temperatura conforme ele se move através do banco de tubos, a taxa de transferência de calor poderia ser subestimada pela utilização de uma diferença entre as temperaturas final e inicial. Sendo mais apropriada a utilização de uma média logarítmica da diferença de temperatura, ΔT_{ML}.

Conforme o fluido se move através do banco, sua temperatura se aproxima da temperatura de superfície, T_s e o ΔT decresce. Assim, o calculo de ΔT_{ML} é apresentado na Eq. (6.4).

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_S - T_i) - (T_S - T_O)}{\ln\left(\frac{T_S - T_i}{T_S - T_O}\right)} \tag{6.4}$$

Onde, Ti e To são as temperaturas do fluido conforme ele entra e sai do banco, respectivamente;

T_S é a temperatura de superfície, calculada segundo a Eq. (6.5).

$$\frac{T_S - T_O}{T_S - T_i} = \exp\left(\frac{-\pi D N \bar{h}}{\rho V N_T S_T c_p}\right) \tag{6.5}$$

Onde, N é o número total de tubos e N_T é o número de tubos no plano transversal;

S_T é o passe transversal e,

h, coeficiente de transferência de calor por convecção.

O coeficiente de transferência de calor por convecção associado com um tubo é determinado por sua posição no feixe. Assim, o coeficiente médio convectivo para todo o feixe de tubos pode ser determinado a partir da Eq. (6.6).

$$\bar{h} = \overline{Nu_D} \frac{k}{D} \tag{6.6}$$

Tal que para o escoamento de ar através de feixes de tubos compostos de 10 ou mais fileiras ($N_L > 10$), o número de Nusselt pode ser calculado a partir da Eq. (6.7). Quando o número de fileiras é menor do que 10, o fator de correção pode ser aplicado, Eq. (6.8), onde os coeficientes C_1 e m estão listados na Tabela 6.1 e, a constante C_2 na Tabela 6.2, como apresenta também Incropera *et al.* (2003).

$$\overline{Nu_D} = 1{,}13 C_1 \,\mathrm{Re}^m{}_{D,\max} \tag{6.7}$$

$$\left.\overline{Nu_D}\right|_{Nf<10} = C_2 \left.\overline{Nu_D}\right|_{Nf>10} \tag{6.8}$$

Tabela 6.1 Constantes da Equação 7.

	S_T/D		S_T/D	
	2,0		3,0	
S_L/D	**C_1**	**m**	**C_1**	**m**
1,125	0,478	0,565	0,518	0,560
1,250	0,519	0,556	0,522	0,562
1,500	0,452	0,568	0,488	0,568
2,000	0,482	0,556	0,449	0,570
3,000	0,440	0,562	0,428	0,574

Tabela 6.2 Fator de correção da Equação 8.

N_L	3	4	5	6	7	8	9
C_2	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99

O número de Reynolds $Re_{D,máx}$ para estas correlações é baseado na velocidade máxima do fluido ocorrendo no interior do feixe de tubos, sendo calculada a partir de Eq. (6.9), resultando em um número de Reynolds apresentado na Eq. (6.10).

$$V_{\max} = \frac{S_T}{S_T - D} V \tag{6.9}$$

Onde, S_T é o passo transversal (mm);

D é o diâmetro dos tubos (mm);

V é a velocidade fornecida pelo ventilador do resfriador a ar (m/s).

$$\mathrm{Re}_{D,Max} = \frac{V_{\max} D}{\upsilon} \tag{6.10}$$

Onde, D é o diâmetro dos tubos (m);

υ é a viscosidade cinemática (m²/s).

Uma vez que a média logarítmica da diferença de temperatura para o escoamento do ar é conhecida, a taxa de transferência de calor para o ar pode ser calculada também pela Eq. (6.11). Onde os resultados anteriores para a taxa de troca térmica podem ser comparados.

$$Q_{AR} = N \cdot L \cdot \pi D \cdot \left(\bar{h} \cdot \Delta T_{ML}\right) \tag{6.11}$$

Onde, N é o número total de tubos no banco.

6.3.2 ESCOAMENTO INTERNO

Uma parte essencial, e talvez a mais incerta, da análise de qualquer trocador de calor é a determinação do coeficiente global de transferência de calor. Relembrando a Eq (6.2), outra expressão útil que relaciona a taxa de transferência de calor com a diferença de temperatura entre os fluidos é apresentada na Eq (6.12). Tal expressão seria uma extensão da lei de Newton do resfriamento, com o coeficiente global de transferência de calor. Uma vez que a diferença de temperatura varia com a posição no trocador de calor, é necessário trabalhar com uma equação adequada para o calculo da média logarítmica da diferença de temperatura, Eq. (6.13).

$$Q_{FLUIDO} = U \cdot A_{ESTENDIDA} \cdot \Delta T_{ML} \tag{6.12}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{\left(T_e - T_o\right) - \left(T_f - T_i\right)}{\ln\left(\dfrac{\left(T_e - T_o\right)}{\left(T_f - T_i\right)}\right)} \tag{6.13}$$

Onde as temperaturas que aparecem na expressão referem-se a temperaturas médias do fluido nas posições designadas, tal que os índices *f* e *e* são na saída e entrada do tubo, respectivamente, enquanto que *o* e *i,* representam a saída e entrada do ar, respectivamente.

Observa-se que para o cálculo da taxa térmica, considerou-se o calor específico do fluido constante, o qual pode variar como conseqüência das variações de temperatura, entretanto, em muitas aplicações tais variações não são significativas.

Adicionalmente, o coeficiente global é definido em termos das resistências térmicas condutiva e convectiva entre os fluidos separados por uma parede sólida, segundo a Eq. (6.14). É importante enfatizar que este resultado se aplica apenas para superfícies limpas. Observa-se que quanto maior o coeficiente convectivo, menor é a resistência térmica e, como o coeficiente convectivo do ar é geralmente muito menor do

que fluidos líquidos, aletas foram utilizadas de forma a intensificar a convecção externa ao tubo, uma vez que aumentam a área da superfície.

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{\ln\left(D_e / D_i \right)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_e \cdot A_e} \tag{6.14}$$

Onde os subscritos *i* e *e* caracterizam o fluido e área interna e externa, respectivamente. Tal que o coeficiente convectivo do fluido quente também é calculado segundo a Eq. (6.6), porém o seu número de Nusselt segue como apresenta a Eq. (6.15.1) ou Eq. (6.15.2).

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{f}{8} \right) \cdot \mathrm{Re}_D \cdot \mathrm{Pr}}{1{,}07 + 12{,}7 \cdot \left(\frac{f}{8} \right)^{1/2} \cdot \left(\mathrm{Pr}^{2/3} - 1 \right)} \tag{6.15.1}$$

Válida para $0{,}5 < \mathrm{Pr} < 2000$ e $10^4 < \mathrm{Re}_D < 5000000$.

Para números de Reynolds menores, a correlação foi modificada,

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{f}{8} \right) \cdot \left(\mathrm{Re}_D - 1000 \right) \cdot \mathrm{Pr}}{1{,}0 + 12{,}7 \cdot \left(\frac{f}{8} \right)^{1/2} \cdot \left(\mathrm{Pr}^{2/3} - 1 \right)} \tag{6.15.2}$$

Válida para $3000 < \mathrm{Re}_D < 5000000$, onde f é o fator de atrito, Re_D é o número de Reynolds e Pr é o número de Prandtl.

Porém, durante a operação de um resfriador a ar, os tubos deste estão sujeitos a formação de incrustação, o que pode diminuir a taxa de troca térmica e aumentar a resistência à transferência de calor entre os fluidos. Assim, introduz-se na Eq. (6.14) um fator de incrustação, R_f, onde o coeficiente global de transferência de calor pode ser representado pela Eq. (6.16). Enfatiza-se então que a área externa de troca térmica é a área total estendida, ou seja, a área da superfície e das aletas.

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{R_f}{A_i} + \frac{\ln\left(D_e / D_i\right)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_e \cdot A_e} \qquad (6.16)$$

Subtraindo da Eq. (16) a Eq. (14),

$$\frac{R_f}{A_i} = \frac{1}{U_{SUJO} \cdot A} - \frac{1}{U_{LIMPO} \cdot A} \qquad (6.17)$$

Com isso, tem-se um acompanhamento de todas as variáveis relevante de um resfriador a ar ao longo do tempo, podendo assim verificar qual resfriador a ar do conjunto de resfriamento da salmoura, por exemplo, está com o maior fator de incrustação e encaminhá-lo para a manutenção e limpeza.

6.4 RESULTADOS

Como resultado tem-se uma comparação entre os resultados obtidos com o *software* HTRI *Xchanger Suíte* e da planilha de acompanhamento, onde os dados de entrada são as dimensões do novo permutador, vazão e temperaturas do fluido quente e temperatura de entrada do ar, apresentados nas Tabelas 6.3 e 6.4.

Tabela 6.3 Dados de operação

Vazão do Fluido Quente (m³/h)	130
Temperatura de Entrada (ºC)	90
Temperatura de Saída (ºC)	55,97
Temperatura do Ar (ºC)	30

A partir dos dados de operação e dimensões do resfriador a ar, foi realizada a simulação do processo e esta foi comparada com os resultados das equações anteriormente discutidas. A Tabela 6.5 apresenta este resultado.

Tabela 6.4 Dimensão do resfriador a ar.

Material	Latão
Área de Superfície (m²)	449,41
Área Livre (m²)	45,48
Área Total (m²)	10352,50
Diâmetro Externo (mm)	25,40
Espessura da Parede (mm)	2,77
Comprimento do Tubo (mm)	8800
Largura da Seção (mm)	2584
Número de Feixe	2
Número de Tubos (1/fileira)	40
Número de Passes	9
Número de Fileiras	8
Passo Longitudinal (mm)	54,991
Passo Transversal (mm)	63,5
k (W/m.K)	110
C	0,4490
m	0,57
C_2	0,98

Tabela 6.5 Comparação entre os resultados obtidos com o simulador HTRI e a planilha.

	HTRI	Planilha
Temperatura de Saída do Ar (ºC)	72,55	72,2
$\Delta T_{ML\ FLUIDO}$ (ºC)	21,2	21,62
Taxa Térmica (Mkcal/h)	4,42	4,17
Velocidade Média nos Tubos (m/s)	1,70	1,64
Coeficiente Global Limpo (kcal/m²hºC)	32,38	40,1
Coeficiente Global Sujo (kcal/m²hºC)	20,4	18,98
Fator de Incrustação (m²hºC/kcal)	0,0006	0,0012

Observa-se que os resultados são aproximadamente coerentes, podendo esta planilha ser utilizada para um acompanhamento da efetiva troca térmica em *air cooler*.

6.5 CONCLUSÕES

O presente trabalho possibilitou o estudo de balanço de energia para um escoamento em feixes de tubos entre um fluido quente e frio. A maior dificuldade encontrada neste estudou foi a de prever o coeficiente global de troca térmica quando o resfriador a ar se encontra limpo, o que provavelmente foi conseqüência de um erro elevado no fator de incrustação. Acredita-se que discrepância entre os resultados encontrados para o coeficiente global de troca térmica se encontra no fato de ter considerado as propriedades do fluido quente constante. Assim, como acompanhamento real, indica-se utilizar o coeficiente global de troca térmica como base para acompanhar a eficiência do sistema.

Recomenda-se em trabalho futuros o cálculo de perda de carga do *air cooler* limpo e compará-la com a perda de carga adquirida por instrumentação adequada. Dessa forma, a espessura da incrustação pode ser calculada e acompanhada ao longo do tempo. Fator este que também pode ser determinante para a manutenção dos resfriadores a ar.

6.6 REFERÊNCIAS

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P.; *Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa;* LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora S.A.; 5ª Edição, 2003.

CONCLUSÃO

O desenvolvimento deste trabalho na Refinaria Presidente Getúlio Vargas – REPAR / Petrobras como estágio supervisionado integrado em Engenharia Química representou uma grande oportunidade de aprendizado.

Durante este período foi possível conhecer de forma abrangente as unidades envolvidas no processo de refino do petróleo e também a estrutura organizacional da empresa. Assim, conclui-se que a indústria de refino de petróleo abrange inúmeras aplicações na área de engenharia química, tornando-se completa para a realização de trabalhos como estágio.

A estrutura do estágio, primeira fase de ambientação e segunda fase com trabalhos específicos, propicia excelente aproveitamento potencial e prático da refinaria para o estagiário.

Ao decorrer do desenvolvimento dos trabalhos específicos na gerência de Otimização, observou-se as dificuldades relacionadas à obtenção de dados, informação e as considerações a serem realizada para um processo real. Também foi observada a seqüência de etapas para a execução de um projeto ou melhoria de um sistema, o que envolveu a elaboração de documentação adequada.

Concluindo, na realização de todos os trabalhos e acompanhamentos foi possível confrontar a teoria da universidade com as situações práticas diárias, complementando todo aprendizado didático.